



**PROJECTE FINAL DE CARRERA 2007**

# **PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID ACÈTIC**

**• Volum III •**

**Sara Barrachina Pardo  
Jordi Bertran Lluverol  
Francesc Ferreres Reig  
Roger Luna Ginel  
Josep Enric Roig Tarragona  
Esther Santos Martín**

# **PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID ACÈTIC**

## **• Volum I :**

- 1.- Especificacions del projecte**
- 2.- Equips**
- 3.- Instrumentació i control**
- 4.- Canonades, vàlvules i accessoris**
- 5.- Seguretat i higiene**
- 6.- Medi ambient**
- 7.- Avaluació econòmica**
- 8.- Posta en marxa**
- 9.- Operació de la planta**

## **• Volum II :**

- 10.- Diagrames i plànols**

## **• Volum III :**

- 11.- Manual de càlculs**
- 12.- Propietats i dades de disseny**
- 13.- Apèndix**
- 14.- Bibliografia**

## **11.- MANUAL DE CÀLCULS**

## **TEMA 11.- MANUAL DE CÀLCULS**

### **PÀGINA**

11.1.- DISSENY DEL REACTOR.....	1
11.1.1.- Especificacions dels corrents.....	1
11.1.2.- Recipient.....	3
11.1.3.- Camisa de Refrigeració.....	10
11.1.4.- Agitador i deflectors.....	12
11.1.5.- Bombollear de CO.....	15
11.1.6.- Aïllant.....	18
11.2.- DISSENY DE LES COLUMNES.....	20
11.2.1.- Disseny de les columnes Flaix.....	20
11.2.1.1.-Especificacions dels corrents (Flaixos 300).....	21
11.2.1.1.1.- Dimensionament.....	22
11.2.1.1.2.-Disseny mecànic.....	24
11.2.1.2.- Especificacions dels corrents (Flaix 400).....	34
11.2.1.2.1. Dimensionament.....	35
11.2.1.2.2.- Disseny mecànic.....	35
11.2.2.- Columnes de Rectificació.....	38
11.2.2.1.- Columna C-301.....	38
11.2.2.2.- Columa C-302.....	67
11.2.3.- Disseny de columnes d'absorció.....	95
11.2.3.1.- Columna C-401.....	95

11.3.- DISSENY DELS TANCS.....	106
11.3.1.- Disseny de tancs de metanol.....	106
11.3.2.- Disseny de tancs de CO.....	113
11.4.- DISSENY DELS BESCANVIADORS DE CALOR.....	122
11.4.1.- Disseny funcional d'intercanviadors de tub i carcassa sense canvi de fase per refredar utilitzant aigua de refrigeració.....	122
11.4.1.1.- Disseny intercanviador F-501.....	122
11.4.2.- Disseny de condensadors.....	133
11.4.2.1.- Disseny del condensador FC-301.....	133
11.4.2.2.- Taula resum dels condensadors.....	149
11.4.3.- Disseny de Kettle Reboiler.....	151
11.4.3.1.- Disseny de Kettle Reboiler HC-301.....	151
11.4.3.2.- Disseny Kettle Reboiler HC-302.....	168
11.4.3.3.- Disseny Kettle Reboiler H-301.....	185
11.4.4.- Disseny de Heater.....	202
11.4.4.1.- Disseny de Heater H-101.....	202
11.5.- DISSENY DE BOMBES.....	204
11.5.1.- Definició de bomba.....	204
11.5.2.- Càlcul de la potència i càrrega d'aspiració bomba.....	206
11.5.3.- Nomenclatura de les bombes.....	211
11.6.- DISSENY DE COMPRESSORS.....	212
11.6.1.- Definició de compressor.....	212
11.6.2.- Càlcul de la potència de compressors.....	212
11.6.3.- Nomenclatura dels compressors.....	213

### **11.1.- DISSENY DEL REACTOR**

Per al disseny de la nostra planta, s'ha escollit utilitzar 2 reactors iguals que produiran, cadascun d'ells, el 50% de la producció anual d'àcid acètic. El disseny global del reactor serà igual per a tots dos (A-201, A-202).

#### **11.1.1.- Especificacions dels corrents**

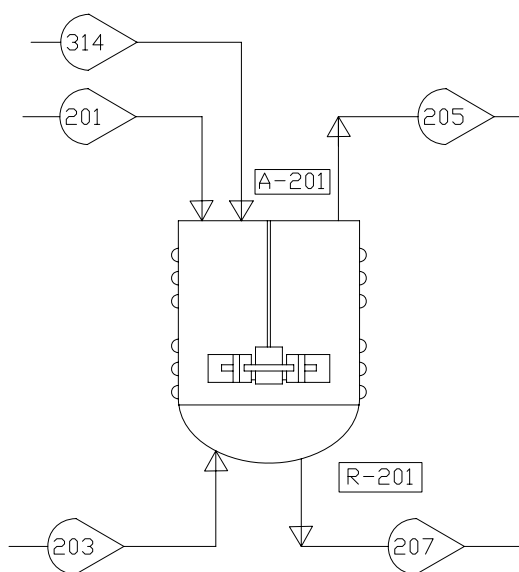


Figura 11.1

Els corrents 201 i 203 constitueixen les entrades de metanol i CO respectivament, els corrents 205 i 207 constitueixen les sortides dels productes de la reacció en fase gas i líquida i el corrent 314 correspon a la entrada provinent de la recirculació i que conté el catalitzador que ha sigut recuperat en els flaixos següents al reactor.

Com s'ha dit, el disseny dels dos reactors dels que disposarà la planta són iguals, per tant, els corrents d'entrada i sortida són equivalents, es a dir, tenen les mateixes propietats i composicions, que són les que es descriuen en la següent taula.

Corrent	201/202	203/204	205/206	207/208	314/315
Vapor	0	1	1	0	0
Temperatura(°C)	16,3	-71	180	180	54
Pressió(atm)	30	30	28	28	1
Cabal Molar (Kmol/h)	83,92	91,04	17,39	147,76	0
Cabal Màssic (Kg/h)	2779,07	2549,97	850,96	8496,32	0
Cabal Volumètric (m³/h)	3,52	51	23,4	10,18	0
Entalpia molar (KJ/Kmol)	-2,41E+05	-1,13E+05	-2,09E+05	-3,88E+05	-3,42E+05
Entropia molar (KJ/Kmol°C)	69,97	158,06	204,43	-135,59	-1797,84
Flux calor (KJ/h)	-4,05E+07	-1,03E+07	-3,63E+06	-5,74E+07	-4,87E+07
Densitat(Kg/m³)	790,2	50	36,36	834,31	1024,47
Calor específic (KJ/Kg*°C)	3,6	1,04	1,16	2,74	2,2
Conductivitat (W/mK)	0,18	0,02	0,03	0,17	<empty>
Viscositat(cP)	0,56	0,01	0,02	0,25	<empty>
Fracció màssica de cada component:					
CO	0	1	0,26	0	0
CO2	0	0	0,01	0	0
Metanol	0,94	0	0	0	0
Àcid Acètic	0	0	0,12	0,56	0
Acetal de Metil	0,02	0	0,32	0,3	0,68
Iodur de Metil	0,03	0	0,23	0,07	0,18
Aigua	0,01	0	0,04	0,06	0,13

Taula 11.1

S'ha omès a la taula els valors de la fracció màssica dels corrents de metà, hidrogen, iridi, ruteni, nitrogen i oxigen perquè el seu valor és 0.00.

El disseny del reactor el podem dividir en quatre parts:

2. Recipient
3. Camisa de refrigeració
4. Agitador i deflectors
5. Bombolleigador de CO
6. Aïllant

### **11.1.2.- Recipient**

#### **11.1.2.1.- Determinació del volum del tanc**

Per al disseny de la nostra planta, s'ha escollit utilitzar 2 reactors iguals que produiran, cadascun d'ells, el 50% de la producció anual d'àcid acètic. El disseny global del reactor serà igual per a tots dos.

A partir de les dades del programa Hysys, es determinen les dimensions del recipient que venen marcades com a:

Alçada: 2.43 m

Diàmetre: 1.9 m

Aquestes dimensions donen un reactor amb un volum intern de 5 m<sup>3</sup>. Aquest reactor, en condicions d'operació, treballarà a un 80% en volum, per tant, de 4m<sup>3</sup>.

En el disseny físic del reactor, però, utilitzarem una alçada de 4.86 m, es a dir, del doble, de manera que tindrem un reactor de 8.07 m<sup>3</sup>. Amb aquest reactor sobredimensionat, es pretén abarcar el 75 % de la producció de la planta amb un únic reactor, en cas de fallada de l'altre, o bé augmentar la producció futura de la planta.

Els cabals d'entrada al reactor son:

- corrent 201/202 (metanol) = 2625 Kg/h
- corrent 204/204 (monòxid carboni) = 2550 Kg/h

Aquest cabal, en unitats volumètriques és:

$$Q_L = 2625 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{790.2 \text{kg}} + 2550 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{50 \text{kg}} = 54.32 \text{m}^3 / \text{h}$$



Per al volum marcat pel programa Hysys per al nostre procés ( $4\text{m}^3$  de volum de líquid) podem determinar el temps de residència:

$$\theta = V / Q_L = 4\text{m}^3 / 54.32 \text{ m}^3/\text{h} = 0.0736\text{h} = 265 \text{ segons}$$

### 11.1.2.2.- Selecció i càlcul de les dimensions de tapa i fons

Utilitzarem una tapa i un fons torièsferic, del tipus Klöpper. Aquest és el tipus de fons normalitzat a Espanya (UNE-9201), és un fons 100-10, es a dir:

$$\begin{aligned} L &= 100\% \cdot D & L &= 1900 \text{ mm} \\ r &= 10\% \cdot D & r &= 190 \text{ mm} \end{aligned}$$

### 11.1.2.3.- Càlcul del gruix de la tapa

Condicions de Treball		
	Reactor	Camisa
Temp (°C)	180	28-80
Pressió (bar)	30	1

Taula 11.2

Condicions de Disseny		
	Reactor	Camisa
Temp (°C)	230	78-130
Pressió (bar)	33	4.5

Taula 11.3

*Pressió de disseny:* En recipients sotmesos a pressió com aquests reactors, s'adopta com a valor de pressió de disseny el major entre:

- Pressió d'operació ( $P_{op}$ ) + 2 bars
- $P_{op} + 10\%$

La pressió de prova d'un equip és 1.5 vegades la pressió de disseny.

Com es veurà més endavant, serà la pressió interna la que establirà el disseny, per tant, és en funció d'aquesta que es determinarà la pressió de prova del separador.

Reactor:  $P_{op} = 30 \text{ bars}$   
 $P_{disseny} = \text{màx. } (30+2, 30+10\%) = \text{màx. } (32, 33) = 33 \text{ bars}$   
 $P_{prova} = 1.5 \cdot 33 = 49.5 \text{ bars}$

Camisa:  $P_{op} = 1 \text{ bar}$   
 $P_{disseny} = \text{màx. } (1+2, 1+10\%) = \text{màx. } (3, 1.1) = 3 \text{ bars}$   
 $P_{prova} = 1.5 \cdot 3 = 4.5$

*Temperatura de disseny:* S'estableix que la temperatura de disseny ha de superar la temperatura d'operació com a mínim en 50°C, per tant:

Reactor:  $T_{op} = 180^\circ\text{C}$   
 $T_{disseny} = 230^\circ\text{C}$

Camisa:  $T_{op} = 28-80^\circ\text{C}$   
 $T_{disseny} = 78-130^\circ\text{C}$

El valor de l'esforç per aquest material a aquesta temperatura de disseny és:

$$S(230^\circ\text{C}) = 17,9 \cdot 10^3 \text{ psi} = 1218 \text{ bars}$$

$$S(80^\circ\text{C}) = 18,7 \cdot 10^3 \text{ psi} = 1290 \text{ bars}$$

a) *Tapa i fons*

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual (mirar figura 12.1):

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D = 1.9 \text{ m} \\ r = 10\% \cdot D = 0.19 \text{ m} \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

$$L: D_i = 1.9\text{m} = 74.8 \text{ in}$$

$$S: 17900 \text{ psi}$$

$$\text{Pint: } 33 \text{ bars} = 479 \text{ psi}$$

$$E: 0.8$$

a.1) Per pressió interna

$$t1 = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

$$t1 = 1,54 \text{ in} = 39,2 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t1 \text{ total} = 1,84 \text{ in} = \underline{46,9 \text{ mm}}$$

a.2) Per pressió externa

$$t1' = \frac{1.67 \cdot P_{ext} \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot 1.67 \cdot P}$$

P<sub>ext</sub> : 1 atm

$$t1' = 0.62 \text{ in} = 16 \text{ mm}$$

$$A = \frac{0.125}{(R/t)}$$

$$Pa = \frac{B}{(R/t)}$$

Es suposa t = 16 mm

$$R = Do = 1900 + 16 \cdot 2 = 1932 \text{ mm}$$

$$t \text{ real} = t - C1 - C2 = 16 - 1 - 0.1 \cdot 78 = 13.4 \text{ mm}$$

$$R / t = 1932 / 13.4 = 144$$

$$A = 0.0009 \rightarrow (\text{fig UCS 28.2}) \rightarrow B = 11500 \text{ psi} \rightarrow Pa = 80 \text{ psi} = 5.5 \text{ atm}$$

Pa és la màxima pressió que podria suportar.

Com que el gruix necessari per suportar la pressió interna és molt major que el necessari per suportar la pressió externa, el disseny del gruix de la tapa i el fons vindrà marcat pels requeriments de la pressió interna.

$$\text{Gruix de tapa i fons} = \underline{47 \text{ mm}}$$

*b) Cilindre (s'ha seguit figura 12.2.)*

b.1) Per pressió interna

S: 17900 psi

Pint: 33 bars = 479 psi

E = 1

R: radi intern = 0.95 m = 24.1 in

$$t_2 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P}$$

$$t_2 = 1,53 \text{ in} = 38,9 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t_2 \text{ total} = 1,83 \text{ in} = \underline{46.5 \text{ mm}}$$

b.2) Per pressió externa

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_o / t)}$$

Es suposa  $t = 32 \text{ mm}$

$$D_o = 1900 + 32 \cdot 2 = 1964 \text{ mm}$$

$$L = 2840 \text{ mm}$$

$$\left. \begin{array}{l} L / D_o = 1.44 \text{ fig} \\ D_o / t = 61 \end{array} \right\} \xrightarrow{\text{UGO-28.0}} A = 0.002$$

$$A = 0.002 \rightarrow (\text{fig UCS 28.2}) \rightarrow B = 13500 \text{ psi} \rightarrow P_a = 293 \text{ psi} = 20 \text{ atm}$$

$P_a$  és la màxima pressió que podria suportar.

Com que la pressió externa és de 1 atm, el que marcarà el gruix de la paret del cilindre serà la pressió interna.

$$\text{Gruix del recipient} = \underline{47 \text{ mm}}$$

c) Camisa (s'ha seguit Figura 12.3 i Figura 12.4)

S: 18700 psi

Pint: 4.5 bars = 66 psi

$$E = 1$$

R: radi intern = 0.031 m = 1.22 in

$$t_3 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} \quad t_3 = 9.6 \cdot 10^{-4} \text{ in} = 0.04 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm  $\rightarrow$  per corrosió

(0,07 · t) mm  $\rightarrow$  per defectes de construcció

(0,1 · t) mm  $\rightarrow$  per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t_3 \text{ total} = \underline{1.04 \text{ mm}}$$

El gruix de tapa, fons i cilindre ha de ser de 47 mm.

El gruix de la mitja canya ha de ser de 1.04 mm.

**11.1.2.4.- Pes**

Dades:  $t_1$  (gruix paret tapa i fons) = 47 mm  
 $t_2$  (gruix paret cilindre) = 47 mm  
 $t_3$  (gruix camisa) = 1.04 mm  
 $D_{\text{ext}}$  (diàmetre extern) = 1994 mm  
 $D_{\text{int}}$  (diàmetre intern) = 1900 mm  
 $H$  (alçada) = 4860 mm

*a) Pes del reactor buit*

$$S_{\text{fons}} = S_{\text{tapa}} = 0.99 \cdot D_{\text{ext}}^2 = 3.93 \text{ m}^2$$

$$V_{\text{mat. fons}} = S_{\text{fons}} \cdot t_1 = 0.185 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mat. tapa}} = S_{\text{tapa}} \cdot t_1 = 0.185 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mat cilindre}} = \Pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H \cdot t_2 = 1.43 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mat camisa}} = A_{\text{camisa}} \cdot t_3 = 0.0063 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mat total}} = V_{\text{mat tapa}} + V_{\text{mat fons}} + V_{\text{mat cilindre}} + V_{\text{mat camisa}} = 1.807 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitat material AISI 316} = 8027.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Pes reactor buit} = V \cdot \text{densitat} = \underline{14506 \text{ kg}}$$

*b) Pes del reactor ple d'aigua*

$$V_{\text{int. fons}} = 0.1 \cdot (D_{\text{ext}} - 2 \cdot t_1)^3 = 0.6859 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int. tapa}} = 0.1 \cdot (D_{\text{ext}} - 2 \cdot t_1)^3 = 0.6859 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int cilindre}} = \Pi \cdot r^2 \cdot H = 13.78 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int camisa}} = A_{\text{pas camisa}} \cdot \text{llargada} = 0.1477 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int. total}} = V_{\text{int tapa}} + V_{\text{int fons}} + V_{\text{int cilindre}} + V_{\text{int camisa}} = 15.3 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitat aigua} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Pes aigua} = V_{\text{int total}} \cdot \text{densitat} = 15300 \text{ kg}$$

$$\text{Pes reactor ple} = \text{Pes aigua} + \text{Pes reactor buit} = \underline{29805 \text{ kg}}$$

*c) Pes del reactor d'operació*

$$V_{\text{int reactor}} = V_{\text{int. fons}} + V_{\text{int. tapa}} + V_{\text{int cilindre}} = 15.15 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitat}_{\text{fluid operació}} = 834 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Pes op. tanc} = V_{\text{int reactor}} \cdot \text{densitat}_{\text{fluid}} + V_{\text{mat reactor}} \cdot \text{densitat}_{\text{material}} = 27141 \text{ kg}$$

$$\text{Pes op. camisa} = V_{\text{int camisa}} \cdot \text{densitat}_{\text{fluid}} + V_{\text{mat camisa}} \cdot \text{densitat}_{\text{material}} = 198 \text{ kg}$$

$$\text{Pes reactor en operació} = \text{Pes tanc} + \text{Pes camisa} = \underline{27340 \text{ kg}}$$

**11.1.3.- Camisa de Refrigeració****11.1.3.1.- Selecció del tipus de camisa**

- Tanc encamisat
- Mitja canya

Hem triat la mitja canya perquè té valors de U més elevats, per tant podem disminuir el gruix de la canonada i per tant suposa menors costos.

**11.1.3.2.- Càlcul del calor de reacció**

$$q1 = n \cdot X \cdot \Delta H = 1.8 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$$

n: n° mols entrada (kmols/h)

X: grau conversió

AH: calor de reacció (KJ/kmol)

**11.1.3.3.- Cabal d'aigua de refrigeració necessària**

$$q2 = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$1.8 \cdot 10^9 \frac{\text{J}}{\text{h}} = m \cdot 4186 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (80 - 28)^\circ\text{C}$$

$m = 8270 \text{ kg/h}$  d'aigua

#### 11.1.3.4.- Àrea de la camisa de refrigeració

$$q_3 = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T - T_{0F}) - (T - T_{fF})}{\ln \frac{(T - T_{0F})}{(T - T_{fF})}} = \frac{(180 - 28) - (180 - 80)}{\ln \frac{(180 - 28)}{(180 - 80)}} = 124^\circ \text{C}$$

$$1.8 \cdot 10^9 \frac{\text{J}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \cdot 1.1 = 660 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ \text{C}} \cdot A \cdot 124^\circ \text{C}$$

\*multipliquem el valor del calor per 1.1 per tal de tenir en compte el calor d'agitació

$$A = 6.1 \text{ m}^2$$

#### 11.1.3.5.- Diàmetre de la mitja canya

$$Q_{L\text{ aigua}} = \frac{m}{\rho} = \frac{8270 \text{ kg/h}}{998 \text{ kg/m}^3} = 8.27 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{velocitat típica} = 5 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \cdot \frac{1\text{m}}{3.28\text{ft}} \cdot \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} = 5487.8 \text{ m/h}$$

$$\text{Area pas} = \frac{Q_{L\text{ aigua}}}{\text{vel.típica}} = \frac{8.27 \text{ m}^3/\text{h}}{5487.8 \text{ m/h}} = 0.0015 \text{ m}^2$$

$$\text{Area pas mitja canya: } A = \frac{\Pi \cdot r^2}{2} \Rightarrow r = \sqrt{\frac{A \cdot 2}{\Pi}} = 0.031 \text{ m}$$

Diàmetre mitja canya ( $d_t$ ) = 0.062m = 62 mm

#### 11.1.3.6.- N° voltes i separació entre voltes del serpentí

Llargada camisa = Area camisa /  $d_t$  = 6.1 / 0.062 = 98.5 m

Longitud d'una volta de serpentí =  $2 \cdot \Pi \cdot r_{\text{reactor}}$  = 2 · 3.14 · 0.982 = 6.17 m

Nvoltes = Llargada camisa / Longitud 1 volta = 98.5 / 6.17 = 16

Amplada serpentí =  $d_t + 2 \cdot \text{gruix canonada}$  = 0.062 + 2 · 0.005 = 0.07m



Separació entre les voltes del serpenti:

$$\text{Separació} = \frac{H_{\text{reactor}} - N_{\text{voltes}} \cdot \text{Amplada serpenti}}{N_{\text{voltes}} - 1} = \frac{2.43 - 16 \cdot 0.07}{16 - 1} = 0.123\text{m} = 12.4\text{mm}$$

#### **11.1.4.- Agitador i deflectors**

##### **11.1.4.1.- Agitador**

Queda establert que, per una relació alçada/diàmetre del tanc menor a 2, només serà necessària la utilització d'un sol agitador.

En aquest cas:

$$\frac{H}{D} = \frac{4.86\text{m}}{1.9\text{m}} = 2.5 \rightarrow 2 \text{ agitadors}$$

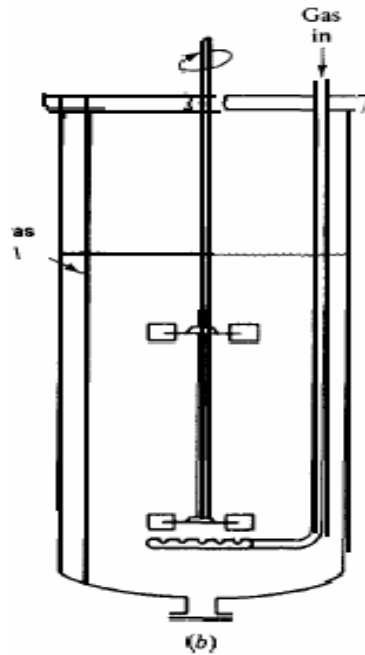


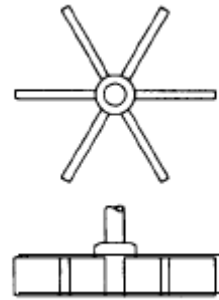
Figura 11.2.

Distància entre agitadors = 2.8 m

En aquest sistema, però, durant el procés només s'utilitzarà un agitador ja que el nivell de líquid es troba uns 2 metres per sobre del primer agitador. El segon agitador només

es farà servir en casos excepcionals en que, falli un dels dos reactors o s'hagi d'augmentar la producció en un reactor sol.

Per aquest cas s'ha escollit un agitador de tipus turbina amb plaques planes, ja que és un dels sistemes recomanats en l'agitació de fluids poc viscosos i en regim turbulent, com és aquest cas.



Les característiques de l'agitador escollit són:

- *Revolucions per minut (Nr)*

S'obtindrà el valor de Nr mínimes a partir de la següent correlació:

$$\left( \frac{Nr_{\min} \cdot Da^2 \cdot \mu_L}{\sigma \cdot D_T} \right) \left( \frac{\rho_L \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu_L^4} \right)^{0.25} = 2 \cdot \left( \frac{hr}{D_T} \right)^{0.5} \quad \text{on:}$$

Da : diàmetre de l'agitador =  $1/3 \cdot$  diàmetre del tanc =  $1.3 \cdot 1.9 = 0.63$  m

$\mu_L$  : viscositat del líquid =  $2.56 \cdot 10^4$  Pa·s

$\sigma$  : tensió superficial =  $72.8 \cdot 10^3$  N/m

hr : alçada del líquid per sobre l'agitador = 2.21 m

g : acceleració de la gravetat =  $9.81 \text{ m/s}^2$

Dt : diàmetre del tanc = 1.9 m

$\rho$  : densitat del líquid :  $835 \text{ kg / m}^3$

Segons aquestes dades,  $Nr_{\min} = 1.77 \text{ rps} = 106 \text{ rpm}$

Es defineix que el Nr és (1.3 - 1.5) vegades el  $Nr_{\min}$ , per tant,  $Nr = 148 \text{ rpm}$

Per assegurar una bona agitació s'escolleix un **Nr = 160 rpm** = 2.67 rps

*- Potència*

Per calcular la potència es necessita conèixer el valor del nombre de Reynolds per obtenir, segons la figura 12.5. el nombre de potència.

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} = \frac{835 \text{ Kg} / \text{m}^3 \cdot 2.67 \text{ rps} \cdot (0.63)^2 \text{ m}^2}{2.56 \cdot 10^{-4} \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{s}} = 3.45 \cdot 10^6$$

Segons aquest nombre de Reynolds, per una turbina de plaques corbades, s'obté, de la Figura 12.5. un nombre de potència (Np) de 5. Ara ja es pot calcular la potencia necessària:

$$P = Np \cdot (\rho \cdot N^3 \cdot Da^5) = 5 \cdot 835 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (2.67 \text{ rps})^3 \cdot (0.63 \text{ m})^5 = 7860 \text{ W}$$

Aquesta potencia es refereix a un sistema líquid - líquid. En aquest cas s'haurà d'aplicar un factor de conversió per al sistema líquid – gas (Figura 12.6.)

$$P_{L-L} = 7860 \text{ W} \cdot 0.55 \frac{P_{G-L}}{P_{L-L}} = 4320 \text{ W}$$

Així doncs el sistema d'agitació tindrà una potencia de 4320W

*- Nombre de bombeig*

$$\text{Per un agitador de turbina: } K' = 0.93 \cdot \frac{D_T}{D_a} = 0.93 \cdot \frac{1.9 \text{ m}}{0.63 \text{ m}} = 2.8$$

$$\text{Nombre de bombeig: } Q = K' \cdot N \cdot Da^3 = 2.8 \cdot 2.76 \text{ rps} \cdot (0.63 \text{ m})^3 = 1.87$$

*- Radi d'acció*

$$Ra = 9 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{\frac{P}{\mu}} = 9 \cdot 10^{-2} \cdot \sqrt{\frac{4320}{2.54 \cdot 10^{-4}}} = 11.7 \text{ m}$$

**11.1.4.2.- Deflectors**

Per evitar la formació de vòrtex a l'interior del reactor, millorar la transferència de matèria i, per tant, tenir una bona agitació, el mètode més utilitzat és la instal·lació de deflectors o mampares. Aquests deflectors, de forma estàndard, consisteixen en 4 plaques planes, verticals, situades de forma radial a intervals de 90° al voltant de la paret del tanc, s'extenen tot al llarg de la profunditat del líquid.

Generalment aquests deflectors tenen una llargada de 1/10 del diàmetre del tanc, per tant en el nostre cas:

$$Ll\ arg\ ada\ baffles = \frac{1}{10} \cdot diam. = 0.19m$$

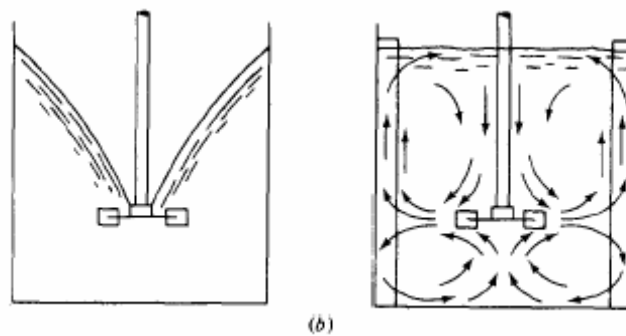


Figura 11.3

**11.1.5.- Bombollejar de CO**

S'introdueix el gas dins el reactor mitjançant un bombollejador situat per sota de l'agitador tal com mostra la figura, ja que, d'aquesta manera, l'agitador trenca el gas en bombolles més petites que afavoriran la transferència gas-líquid.

Aquest bombollejador tindrà forma d'anell, amb un diàmetre igual al de l'agitador (0.63m), amb els orificis per on sortirà el gas a la part superior. Els orificis poden tenir un diàmetre d'entre 1.5 i 3 mm, en el nostre cas, tindran 2.3mm. La distància entre els orificis no ha de ser menor que el diàmetre de la bombolla.

- *Diàmetre de bombolla*

La mida de les bombolles depèn de la rapidesa del flux a través dels orificis, el diàmetre de l'orifici, les propietats del fluid. En aquest cas es té un Reynolds turbulent i un flux gran de gas, per tant la correlació utilitzada és la següent equació. Aquesta correlació considera que les bombolles no son uniformes.

$$Re = \frac{4 \cdot w_0}{\pi \cdot d_0 \cdot \mu_G} = 4.3 \cdot 10^7$$

on:

$$w_0 = \text{flux massic per l'orifici} = 2550 \text{ kg/h} = 0.708 \text{ kg/s}$$

$$d_0 = \text{diàmetre orifici} = 1.5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\mu_G = \text{viscositat líquid} = 1.38 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$$

$$\text{Diàmetre bombolla, } dp = 0.007 \cdot Re^{-0.05} = 2.9 \cdot 10^{-3} = 2.9 \text{ mm}$$

- *Velocitat terminal*

Aquesta és la velocitat d'ascens de les bombolles de gas aïllades. Té lloc quan la força de subjecció de les bombolles és igual a la força ascendent. Per diàmetres de bombolla entre 1.4 i 6 mm, la velocitat terminal es descriu mitjançant la equació ( ). En aquesta regió les bombolles ja no son esfèriques i en ascendir segueixen una trajectòria en ziga-zaga o en espiral.

$$V_t = \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma}{dp \cdot \rho_L} + \frac{g \cdot dp}{2}} = 0.13 \text{ m/s}$$

on:

$$\sigma = \text{tensió superficial gas} = 0.0044 \text{ kg/s}^2$$

$$dp = \text{diàmetre partícula} = 0.0029 \text{ m}$$

$$\rho_L = \text{densitat líquid} = 817.8 \text{ kg/m}^3$$

$$g = \text{gravetat} = 9.8 \text{ m/s}^2$$

- Àrea interfacial específica

Es calcula l'àrea interfacial a partir del volum total de gas dins el reactor format per les bombolles.

El significat físic d'aquest paràmetre ens indica l'àrea de contacte de la bombolla en el volum de fluid del reactor. Per tant, a valors grans d'àrea interfacial, s'obtindrà una major superfície de transferència de matèria i la eficiència del sistema serà major, ja que augmentarà la concentració de gas dissolt en el líquid.

$$a = \frac{6 \cdot \varphi_G}{dp} = 724 \frac{m^2}{m^3}$$

on:

$dp$  = diàmetre partícula = 0.0029 m

$\varphi_G$  = retenció del gas =  $V_G / V_L = 0.35$  segons la Figura 12.7.

on el valor de les ordenades és:

$$V_G \cdot \left( \frac{\rho_w \cdot \sigma_{aw}}{\rho_L \cdot \sigma} \right)^{1/3} = 0.35 \rightarrow \frac{V_G}{V_L} = 0.35 \text{ (per a un valor de } T : \text{ diàmetre del tanc} = 1.9)$$

- Nombre de forats

Cabal de gas:  $Q_g$  ( $m^3/s$ ) = Vel. Típica ( $m/s$ ) · A.forats ( $m^2$ ) · n° forats

$$n^\circ \text{ forats} = \frac{Q_g}{A_{\text{forats}} \cdot \text{vel.típica}} = 41$$

on:

$$Q_g = 3.19 \text{ m}^3/\text{h} = 8.86 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_{\text{forats}} = \pi/4 \cdot d_f^2 = \pi/4 \cdot 0.003^2 = 7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$$

(el diàmetre del forat ha de ser major que el diàmetre de bombolla, que és

2.9mm, per tant el diàmetre del forat serà de 3mm)

Vel. Típica = 0.03 m/s

- *Separació entre forats*

Diàmetre agitador = 0.63 m

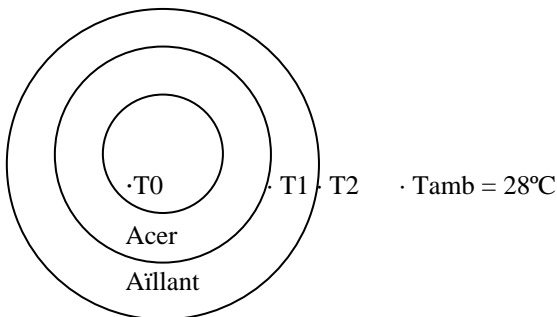
Perímetre anell dispersor de CO =  $2 \cdot \pi \cdot R_{\text{agitador}} = 1.97$  m

$$\text{Separació entre forats} = \frac{\text{Perímetre}}{n^{\circ} \text{ forats}} = \frac{1.97}{41} = 4.8 \text{ cm}$$

**11.1.6.- Aïllant**

Cal tenir en compte que la temperatura d'operació dels reactors és de 180°C, per tant, caldrà aïllar l'equip, tant a la zona on el reactor està cobert per la mitja canya (que, en certes zones, superarà els 60°C), com la zona que no ho està.

Es parteix de que hi ha un gruix d'acer de 50 mm i un gruix d'aïllant de 50 mm, per veure si la temperatura externa del tanc (T2) és prou baixa.



$$Q = \frac{T_0 - T_{\text{amb}}}{R_{\text{fluid}} + R_{\text{acer}} + R_{\text{aïllant}} + R_{\text{aire}}} = \frac{T_0 - T_{\text{amb}}}{\frac{1}{h_{\text{intern}} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} + \frac{\ln(r_1 / r_0)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L} + \frac{\ln(r_2 - r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L} + \frac{1}{h_{\text{extern}} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_2 \cdot L}}$$

Si es coneix:

$$T_0 = 180^{\circ}\text{C}$$

$$h_{\text{intern}} = 800 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$T_{\text{amb}} = 28^{\circ}\text{C}$$

$$k_{\text{acer}} = 60 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$R_0 = 0.95 \text{ m}$$

$$k_{\text{aïllant}} = 0.032 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$R_1 = 1 \text{ m}$$

$$h_{\text{extern}} = 30 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$R_2 = 1.05 \text{ m}$$

$$L = 4.86 \text{ m}$$

S'obté  $Q = 5617.5 \text{ W}$

Ara es pot calcular la  $T_2$ :

$$Q = \frac{T_0 - T_2}{R_{fluid} + R_{acer} + R_{aïllant}} = \frac{T_0 - T_2}{\frac{1}{h_{intern} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} + \frac{\ln(r_1 / r_0)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L} + \frac{\ln(r_2 - r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L}} \Rightarrow T_2 = 34^\circ\text{C}$$

Per tant, s'utilitza 50 mm de llana de vidre com aïllant per evitar cremades.

A les zones on hi ha mitja canya (que té un màxim de temperatura de  $80^\circ\text{C}$ ), seguint el mateix procediment de càlcul es troba que caldrà aplicar un aïllant de 10 mm per tenir una temperatura exterior al voltant de  $37^\circ\text{C}$ .

Calculem el volum d'aïllant:

$$D_{extern}^* = D_{intern} + 2 \cdot \text{gruix}_{xapa} + 2 \cdot \text{gruix}_{aïllant} = 1.9 + 2 \cdot 0.05 + 2 \cdot 0.05 = 2.1 \text{ m}$$

Per al cilindre:  $S_{cilindre} = \pi \cdot D_{extern}^* \cdot L = \pi \cdot 2.1 \cdot 4.86 = 32.06 \text{ m}^2$

Per a tapa i fons:  $S_{fons} = 0.931 \cdot D_{extern}^{*2} = 0.931 \cdot 2.1^2 = 4.11 \text{ m}^2$

$$S_{total} = S_{cilindre} + 2 \cdot S_{fons} = 40.27 \text{ m}^2$$

$$V_{aïllant} = S_{total} \cdot t_{aïllant}$$

$$V_{aïllant} = 40.27 \text{ m}^2 \cdot 0.05 \text{ m} = \underline{2.01 \text{ m}^3}$$



## **11.2.- DISSENY DE LES COLUMNES**

### **11.2.1.- Disseny de les columnes Flaix**

En el procés de producció es troben presents tres flaixos separadors que, posats en sèrie, permeten, de manera gradual, recuperar una petita quantitat d'aigua en la que es troba dissolt el catalitzador i que serà retornat als reactors.

Aquests flaixos permeten separar en dos fases un corrent mescla vapor - líquid mitjançant una caiguda de pressió provocada per una vàlvula.

Els separadors flaixos són uns tancs amb unes dimensions adequades per obtenir una bona separació de les fases, obtenint un corrent de vapor per caps i un corrent líquid per cues.

A la planta es disposa de 4 columnes flaix. Els CF-301/2/3 es troben a la zona de purificació de líquid i aconseguixen separar, en tres passos consecutius, els catalitzadors del reactor. D'aquesta manera es pot recircular-los i tornar-los a entrar al reactor sense tenir-ne gairebé pèrdues. El CF-401 es troba a la zona de purificació de gasos, i permet fer una primera separació de l'acetat i el iodur de metil.

El disseny dels quatre flaixos es realitza de la mateixa manera, així que primer s'exposaran els resultats del tres flaixos de la zona 300 i després els del flaix de la zona 400, tot i que el manual de càlcul només estarà definit per als flaixos 300.

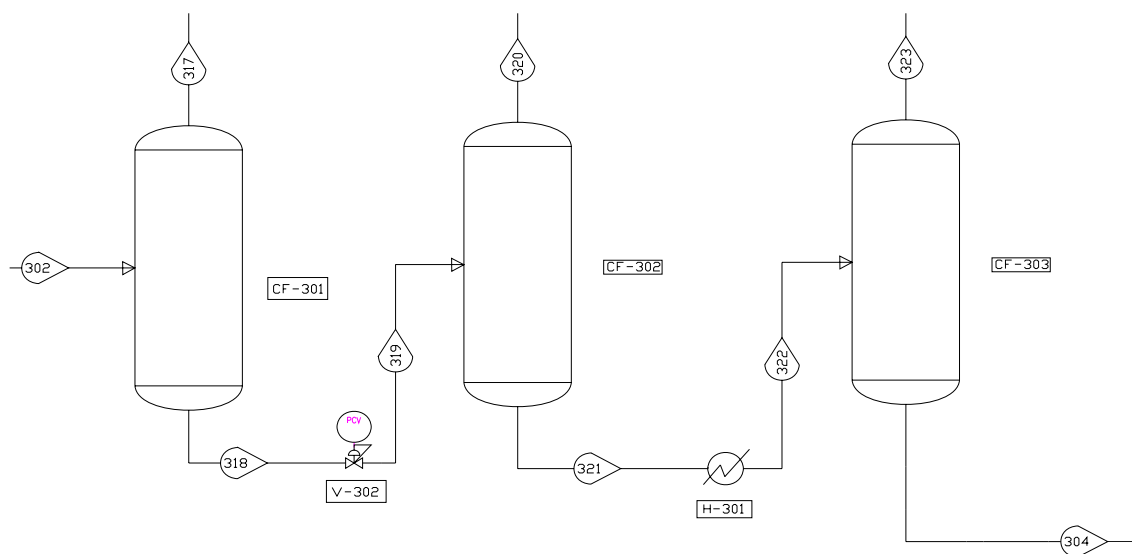
**11.2.1.1.-Especificacions dels corrents (Flaixos 300)**

Figura 11.4

A la següent taula es poden observar les especificacions dels corrents d'entrada i sortida dels tres flaixos. Cal tenir en compte que els corrents d'entrada de tots tres tenen dues fases, líquida i vapor i que, cadascuna de les fases té unes propietats diferents. A la taula s'expressen, però, les propietats del corrent mescla.

	CF-301			CF-302			CF-303		
Corrent	302,00	317,00	318,00	319,00	320,00	321,00	322	323	304
Vapor	0,25	1,00	0,00	0,17	1,00	0,00	1,00	1,00	0,00
Temperatura(°C)	132	132	132	93,00	93,00	92,81	131	131	131
Pressió(atm)	4	4	4	1	1	1	1	1	1
Cabal Molar (Kmol/h)	295,52	75,33	220,19	220,19	37,37	182,82	182,82	182,60	0,30
Cabal Màssic (Kg/h)	1,70E+04	4,74E+03	1,23E+04	1,23E+04	2,24E+03	1,00E+04	1,00E+04	9,94E+03	6,81E+01
Cabal Volumètric (m³/h)	16,14	4,34	11,80	11,80	2,17	9,63	9,63	9,62	0,02
Entalpia molar (KJ/Kmol)	-3,88E+05	-3,27E+05	-4,09E+05	-4,09E+05	-3,58E+05	-4,20E+05	-3,88E+05	-3,90E+05	1,77E+06
Entropia molar (KJ/Kmol°C)	-157,18	214,55	-284,36	-298,40	212,94	-402,93	-315,92	190,20	-885300,26
Flux calor (KJ/h)	-1,15E+08	-2,47E+07	-9,01E+07	-9,01E+07	-1,34E+07	-7,67E+07	-7,10E+07	-7,11E+07	5,21E+05
Densitat(Kg/m³)	26,17	7,47	900,53	10,64	1,97	954,35	1,62	1,62	3992,62
Calor específic (KJ/Kg*°C)	2,13	1,22	2,48	2,02	1,23	2,20	1,99	1,40	249,20
Fracció màssica de cada component:									
CO	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acid Acètic	0,56	0,23	0,69	0,69	0,31	0,78	0,78	0,78	0,14
Acetat de Metil	0,30	0,50	0,22	0,22	0,53	0,15	0,15	0,15	0,00
Iodur de Metil	0,07	0,19	0,02	0,02	0,10	0,01	0,01	0,01	0,00
Iridi	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,31
Ruteni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,55
Aigua	0,06	0,06	0,06	0,06	0,07	0,06	0,06	0,06	0,00

Taula 11.4

S'ha omès a la taula els valors de la fracció màssica dels corrents de metà, hidrogen, CO<sub>2</sub>, metanol, nitrogen i oxigen perquè el seu valor és 0.00.

#### 11.2.1.1.1.- Dimensionament

El dimensionament dels separadors flaix es basa en les propietats del fluid d'entrada que conté dues fases, vapor i líquid.

Amb aquestes dades es calcularà, la velocitat màxima que podria tenir el vapor per assegurar una bona separació líquid-vapor.

$$v_{\max} = 0.15 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Es fixa una velocitat del vapor que sigui entre un 50-70% de la velocitat màxima.

$$L' \text{ àrea del separador serà: } A = \frac{Q_{v_{vap}}}{vel_{vap}}$$

Amb aquesta àrea es pot calcular el diàmetre:  $D = \sqrt{\frac{A \cdot 4}{\pi}}$

La relació L/D es determina seguint diferents criteris com la pressió d'operació, l'àrea o longitud de les soldadures, minimitzar el pes de l'equip i altres.

En el nostre cas, en que els flaixos treballaran a pressió de 3 atmosferes, es troben tabulats a la bibliografia els valors d'aquesta relació en funció de la pressió d'operació:

Pressió d'operació (psi)	Relació L/D
0-250	3
251-500	4
> 500	5

Taula 11.5

$$P = 1 - 4 \text{ bars} = 14.5 - 58 \text{ psi} \rightarrow L/D = 3$$

Dimensionament dels tres flaixos:

A la següent taula es representen els valors corresponents al corrent d'entrada del separador, amb el que es calcula la dimensió.

	CF-301	CF-302	CF-303
Cabal liquid (kg/h)	12215,00	9970,40	32,54
Cabal vapor (kg/h)	4745,00	2244,30	9937,90
densitat liquid (kg/m3)	900,56	954,35	2789,10
densitat vapor (kg/m3)	7,47	1,97	1,62
Cabal liquid (m3/h)	13,56	10,45	0,01
Cabal vapor (m3/h)	635,21	1139,24	6134,51
velocitat maxima (m/s)	1,64	3,30	6,22
velocitat vapor (m/s)	0,98	1,98	3,73
Area (m2)	0,18	0,16	0,46
Diàmetre (m)	0,48	0,45	0,76
Longitud (m)	1,43	1,35	2,29

Taula 11.6

**11.2.1.1.2.-Disseny mecànic****11.2.1.1.2.1.- Pressió de disseny**

En recipients sotmesos a pressió com aquests flaixos separadors, s'adopta com a valor de pressió de disseny el major entre:

- Pressió d'operació ( $P_{op}$ ) + 2 bars
- $P_{op} + 10\%$
- 

La pressió de prova d'un equip és 1.5 vegades la pressió de disseny.

Com es veurà més endavant, serà la pressió interna la que establirà el disseny, per tant, és en funció d'aquesta que es determinarà la pressió de prova del separador.

Flaix 1:  $P_{op} = 4$  bars

$$P_{disseny} = \max. (4+2, 4+10\%) = \max. (6, 4.4) = 6 \text{ bars}$$

$$P_{prova} = 1.5 \cdot 6 = 9 \text{ bars}$$

Flaix 2 i 3:  $P_{op} = 1$  bars

$$P_{disseny} = \max. (1+2, 1+10\%) = \max. (3, 1.1) = 3 \text{ bars}$$

$$P_{prova} = 1.5 \cdot 3 = 4.5 \text{ bars}$$

**11.2.1.1.2.2.- Temperatura de disseny**

S'estableix que la temperatura de disseny ha de superar la temperatura d'operació com a mínim en 50°C, per tant:

- Flaix 1:  $T_{op} = 132^{\circ}\text{C}$

$$T_{disseny} = 182^{\circ}\text{C}$$

- Flaix 2:  $T_{op} = 93^{\circ}\text{C}$

$$T_{disseny} = 143^{\circ}\text{C}$$

- Flaix 3:  $T_{op} = 131^{\circ}\text{C}$   
 $T_{disseny} = 181^{\circ}\text{C}$

#### 11.2.1.1.2.3.-Radiografiat i eficàcia de les soldadures

Ambdós paràmetres estan relacionats amb el gruix de seguretat de les soldadures, de forma proporcional. L'eficàcia de la soldadura associada a cada radiografiat és la que es pot veure a la Figura 12.8.

Es considera:  $E = 0,8$  per al recipient

$E = 1$  per a fons i tapa

#### 11.2.1.1.2.4.- Determinació dels gruixos de xapa

Per als càlculs següents es requereix el valor de l'esforç permès pel material (S), que es determina segons la Figura 12.9 en funció del material i la temperatura de disseny;

Per al material: SA-240, grade 316

$$T_{disseny\ 1} = 182^{\circ}\text{C} = 360\text{ F}$$

$$T_{disseny\ 2} = 143^{\circ}\text{C} = 290\text{ F}$$

$$T_{disseny\ 3} = 181^{\circ}\text{C} = 357\text{ F}$$

Per dissenyar els tres separadors iguals, escollirem la màxima temperatura de disseny,  $182^{\circ}\text{C}$

El valor de l'esforç per aquest material a aquesta temperatura de disseny és:

$$S = 18 \cdot 10^3\text{ psi} = 1241\text{ bars}$$

a) *Tapa i fons (mirar Figura 12.1)*

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L \text{ (m)} = 100\% \cdot D \\ r \text{ (m)} = 10\% \cdot D \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

L: Di = 0.76 m (és el diàmetre del separador més gran) = 30 in

Pint : pressió interna

S: 18000 psi

E: 1

$$t1 = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

b) *Cilindre (mirar Figura 12.2)*

Pint: pressió interna

E: 0.8

R: radi intern = 0,38 m (radi del separador més gran) = 15 in

S: 18000 psi

$$t2 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

$(0,07 \cdot t) \text{ mm} \rightarrow$  per defectes de construcció

$(0,1 \cdot t) \text{ mm} \rightarrow$  per pèrdues en plegar una xapa d'acer

	CF-301	CF-302	CF-303
Pressió interna (psi)	58	14.5	14.5
Gruix tapa/fons (in)	0,126	0,0611	0,0611
Gruix tapa/fons (mm)	3,21	1,55	1,55
Gruix cilindre (in)	0,110	0,057	0,057
Gruix cilindre (mm)	2,79	1,44	1,44

Taula 11.7

Per facilitar els càlculs i la construcció dels equips i mantenir un marge de seguretat es fixarà que, el gruix tant del cilindre com el de la tapa i fons sigui de 4 mm per al flaix 1 i de 2 mm per als flaixos 2 i 3.

#### 11.2.1.1.2.5.- Accessoris

##### - *Antivòrtex*

La seva funció és, bàsicament, la d'eliminar els efectes indesitjables dels remolins en els líquids. Normalment s'utilitzen mampares transversals i de placa plana amb una amplada de dues vegades el diàmetre i són d'acer al carboni de ¼".



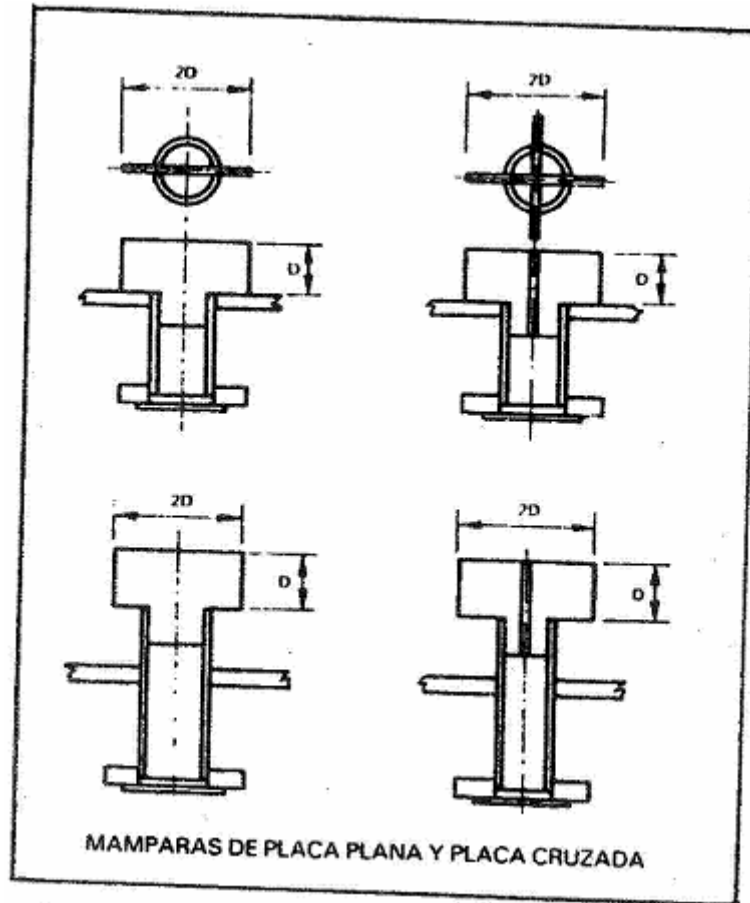


Figura 11.5

- *Eliminador de boires*

És un mètode d'elevada eficiència en donar una gran àrea superficial per permetre la coalescència del líquid i la seva aglomeració, per així forçar-lo a caure per gravetat i evitar que sigui arrossegat amb el gas. A més, és un sistema relativament econòmic i dóna una pèrdua de càrrega negligible.

La instal·lació d'un eliminador de boires permet ignorar el factor de 15% de seguretat sobre el terme de velocitat màxima del vapor, de manera que resulta un disseny amb un diàmetre menor.

Normalment es tracta d'una malla metàl·lica, que es troba en diferents varietats de gruixos estàndard i densitats; generalment, per processos de separació com aquests, el més econòmic és un coixí d'acer inoxidable de 4 polzades de gruix i una densitat nominal de 9 lb/ft<sup>3</sup>.

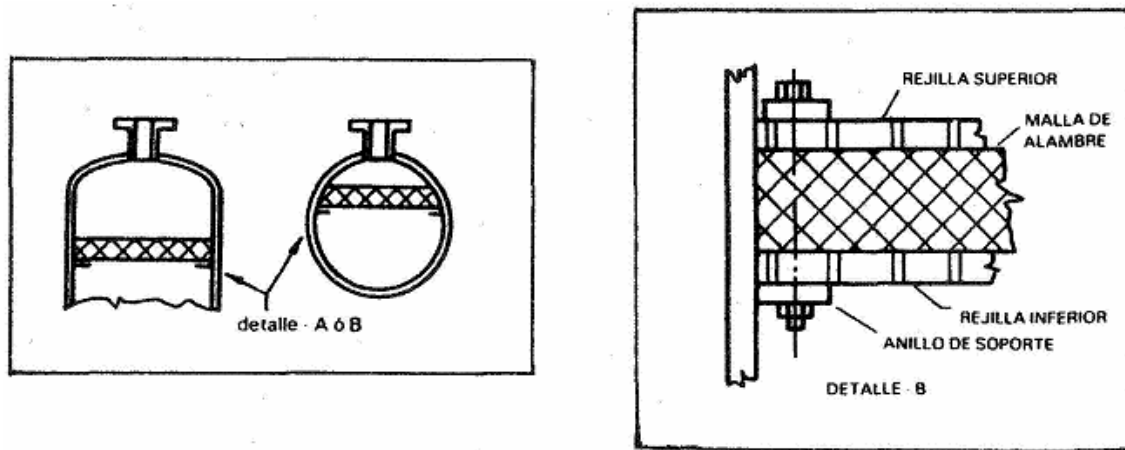


Figura 11.6

Especificació de l'eliminador de boires:

Malla de filferro	Gruix de la malla	4"
	Gruix del filferro	0.011"
	Material del filferro	Acer inoxidable tipus 304
	Densitat (lb/ft <sup>3</sup> )	9,0
	Caiguda de pressió	0.5" a 1" tub indicador de nivell d'aigua
Reixeta	Material	Acer al carboni
	Barra de suport	1" x 3/16"
	Barra transversal	¼ del diàmetre
	Esaiat barres de suport	3-9/16"
	Esaiat barres transversals	4"
Pes total (lb/ft <sup>3</sup> )		5.7
Amplada d'una secció		12"

Taula 11.8

#### 11.2.1.1.2.6.- Volum i superfície dels equips.

Volum: 
$$V_{cilindre} = \pi \cdot \left( \frac{D_{intern}}{2} \right)^2 \cdot L$$

$$V_{fons} = \frac{\pi}{8} \cdot D_{intern}^3 \cdot 0.162$$

$$V_{total} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{fons}$$

Superfície: 
$$S_{cilindre} = \pi \cdot D_{extern} \cdot L$$

$$S_{fons} = 0.931 \cdot D_{extern}^2$$

$$S_{total} = S_{cilindre} + 2 \cdot S_{fons}$$

(volum i superfície del fons torisfèric segons la bibliografia)

	CF-301	CF-302	CF-303
Dintern	0,478	0,451	0,762
Gruix (t)	0,004	0,002	0,002
Dextern	0,486	0,455	0,766
L	1,433	1,354	2,287
Volum cilindre	0,257	0,216	1,044
Volum fons	0,007	0,006	0,028
Volum total (m3)	0,271	0,228	1,100
Superfície cilindre	2,188	1,936	5,506
Superfície fons	0,220	0,193	0,547
Superfície total (m2)	2,627	2,322	6,600

Taula 11.9

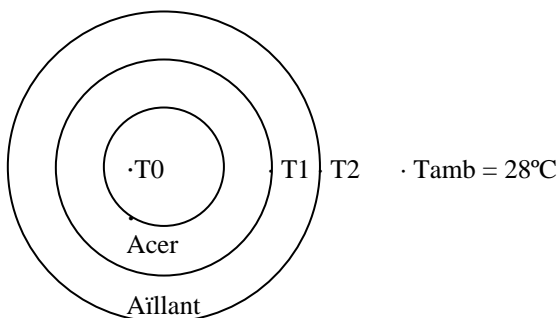
#### 11.2.1.1.2.7.- Aïllament

Cal tenir en compte que la temperatura d'operació d'aquests flaixos és superior a 60°C, per tant, caldrà aïllar l'equip.

Per al cas mes desfavorable, es a dir, el primer flaix que es troba a 132°C, es calcula les necessitats d'aïllant.

Es parteix de que hi ha un gruix d'acer de 4 mm i un gruix d'aïllant de 20 mm (que, en aquest cas serà llana de vidre), per veure si la temperatura externa del flaix (T2) és prou baixa.

S'especifiquen els càlculs realitzats amb els valors del flaix 1. Els altres dos flaixos segueixen el mateix esquema de càlcul.



$$Q = \frac{T_0 - T_{amb}}{R_{fluid} + R_{acer} + R_{aïllant} + R_{aire}} = \frac{T_0 - T_{amb}}{\frac{1}{h_{intern} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} + \frac{\ln(r_1 / r_0)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L} + \frac{\ln(r_2 - r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L} + \frac{1}{h_{extern} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_2 \cdot L}}$$

Si es coneix:

$T_0 = 131^\circ\text{C}$	$h_{intern} = 800 \text{ W/m}^2\text{K}$
$T_{amb} = 28^\circ\text{C}$	$k_{acer} = 60 \text{ W/m}^2\text{K}$
$R_0 = 0,24 \text{ m}$	$k_{aïllant} = 0.032 \text{ W/m}^2\text{K}$
$R_1 = 0,242 \text{ m}$	$h_{extern} = 30 \text{ W/m}^2\text{K}$
$R_2 = 0,252 \text{ m}$	
$L = 1,43 \text{ m}$	

S'obté  $Q = 660 \text{ W}$

Ara es pot calcular la  $T_2$ :

$$Q = \frac{T_0 - T_2}{R_{fluid} + R_{acer} + R_{aïllant}} = \frac{T_0 - T_2}{\frac{1}{h_{intern} \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L} + \frac{\ln(r_1 / r_0)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L} + \frac{\ln(r_2 - r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L}} \implies T_2 = 37,7^\circ\text{C}$$

Tal com s'ha calculat, els 20 mm de llana de vidre utilitzats com aïllant, permeten obtenir, per al flaix més calent, una temperatura externa de  $37,7^\circ\text{C}$ . Així doncs s'utilitzarà el mateix aïllant i el mateix gruix per a tots tres flaixos.

Càlcul del volum d'aïllant utilitzat:  $V_{aïllant} = S_{aïllant} \cdot t_{aïllant}$

Per al cilindre:  $S_{cilindre} = \pi \cdot D_{extern}^* \cdot L$

Per a tapa i fons:  $S_{fons} = 0.931 \cdot D_{extern}^{*2}$

$D_{extern}^*$  (considerant els 50 mm d'aïllant)

$D_{extern}^* = D_{intern} + 2 \cdot \text{gruix}_{\text{xapa}} + 2 \cdot \text{gruix}_{\text{aïllant}}$

	CF-301	CF-302	CF-303
Dintern (m)	0,478	0,451	0,762
Gruix xapa (m)	0,004	0,002	0,002
Gruix aïllant (m)	0,020	0,020	0,020
Dextern (m)	0,526	0,495	0,806
L (m)	1,433	1,354	2,287
Sup. Cilindre	2,367	2,107	5,793
Sup. Tapa i Fons	0,257	0,228	0,605
Sup. Total (m <sup>2</sup> )	2,882	2,563	7,004
Volum aïllant	0,058	0,051	0,140
Volum total (m <sup>3</sup> )	0,249		

Taula 11.10

## 11.2.1.1.2.8.- Pes de l'equip

Dades segons bibliografia:

Densitat AISI 316 = 8027,2 kg/m<sup>3</sup>

Densitat llana de vidre = 64,07 kg/m<sup>3</sup>

## a) Pes de l'equip buit

Material del tanc:

Com que tot el tanc té el mateix gruix de xapa, es pot calcular:

$$V_{\text{material}} = \text{Sup total} \cdot \text{gruix xapa}$$

$$\text{Pes}_{\text{material}} = V_{\text{material}} \cdot \text{densitat AISI 316}$$

Material aïllant:  $\text{Pes}_{\text{aïllant}} = V_{\text{aïllant}} \cdot \text{densitat}_{\text{aïllant}}$

Altres: Es considera una massa addicional per considerar altres elements com l'antiboires, antivortex, brides, cargols... Es quantifica com un 10% del pes del material del tanc.

*b) Pes de l'equip ple d'aigua*

Afegim al pes de l'equip buit, el pes de l'aigua:

$$\text{Pes}_{\text{aigua}} = V_{\text{total}} \cdot \text{densitat}_{\text{aigua}}$$

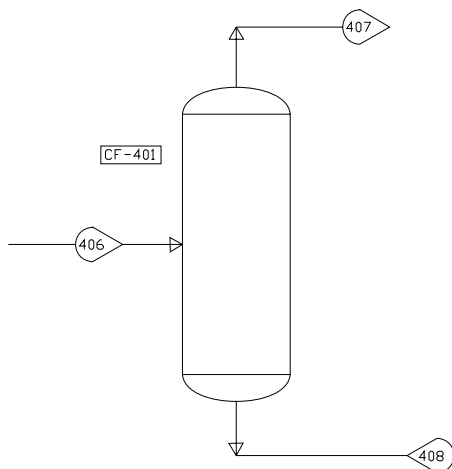
*c) Pes de l'equip en operació*

S'afegeix al pes de l'equip buit, el pes del líquid i vapor d'operació:

$$\text{Pes}_{\text{operació}} = V_{\text{total}} \cdot \text{densitat}_{\text{operació}}$$

	CF-301	CF-302	CF-303
Volum material (m3)	0,011	0,005	0,013
Pes material (kg)	84,353	37,277	105,952
Pes aïllant (kg)	3,693	3,285	8,975
Pes aigua (kg)	270,891	228,173	1100,262
densitat operació (kg/m3)	17,570	5,990	4,650
pes operació (kg)	4,760	1,367	5,116
Pes equip buit (kg)	96,481	44,289	125,522
Pes equip ple d'aigua (kg)	367,371	272,462	1225,784
Pes equip en operació (kg)	101,240	45,656	130,638

Taula 11.11

**11.2.1.2.- Especificacions dels corrents (Flaix 400)**

A la següent taula es poden observar les especificacions dels corrents d'entrada i sortida del flaix. Cal tenir en compte que el corrent d'entrada té dues fases, líquida i vapor i que, cadascuna de les fases té unes propietats diferents. A la taula s'expressen, però, les propietats del corrent mescla.

	CF-401		
Corrent	406	407	408
Vapor	0,46	1,00	0,00
Temperatura(°C)	30	30	30
Pressió(atm)	3	3	3
Cabal Molar (Kmol/h)	47,72	22,24	25,48
Cabal Màssic (Kg/h)	2668	847	1821
Cabal Volumètric (m <sup>3</sup> /h)	2,48	0,91	1,57
Entalpia molar (KJ/Kmol)	-2,5E5	-1,38E5	-3,5E5
Entropia molar (KJ/Kmol°C)	157,8	201,9	119,3
Flux calor (KJ/h)	-1,2E7	-3,08E6	-8,91E6
Densitat(Kg/m <sup>3</sup> )	14,16	4,53	1144
Calor específic (KJ/Kg*°C)	1,34	0,91	1,55
Fracció massica de cada component:			
Metà	0,0126	0,0268	0,0002
CO	0,3694	0,7920	0,0007
CO2	0,0201	0,0421	0,009
Acid Acètic	0,0732	0,0011	0,1361
Acetat de Metil	0,3137	0,0754	0,5216
Iodur de Metil	0,1053	0,0553	0,1489
Aigua	0,1058	0,0074	0,1917

Taula 11.12

S'ha omès a la taula els valors de la fracció màssica dels corrents de hidrogen, metanol, iridi, ruteni, nitrogen i oxigen perquè el seu valor és 0.00.

#### 11.2.1.2.1. Dimensionament

A la següent taula es representen els valors corresponents al corrent d'entrada del separador, amb el que es calcula la dimensió.

	CF-401
Cabal liquid (kg/h)	1821
Cabal vapor (kg/h)	847
densitat liquid (kg/m <sup>3</sup> )	1144
densitat vapor (kg/m <sup>3</sup> )	4,53
Cabal liquid (m <sup>3</sup> /h)	1,592
Cabal vapor (m <sup>3</sup> /h)	186,8
velocitat maxima (m/s)	2,38
velocitat vapor (m/s)	1,43
Area (m <sup>2</sup> )	0,04
Diàmetre (m)	0,22
Longitud (m)	0,65

Taula 11.12

#### 11.2.1.2.2.- Disseny mecànic

##### Pressió i temperatura de disseny

Flaix 401:

$$P_{op} = 3 \text{ bars}$$

$$P_{disseny} = \text{màx. } (3+2, 3+10\%) = \text{màx. } (5, 3.3) = 5 \text{ bars}$$

$$P_{prova} = 1.5 \cdot 5 = 7.5 \text{ bars}$$

$$T_{op} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{disseny} = 80^{\circ}\text{C}$$



a. Radiografiat i eficàcia de les soldadures

Es considera:  $E = 0,8$  per al recipient

$E = 1$  per a fons i tapa

b. Determinació dels gruixos de xapa

Per als càlculs següents es requereix el valor de l'esforç permès pel material (S), que es determina segons la taula següent en funció del material i la temperatura de disseny;

Per al material: SA-240, grade 316

$$T_{\text{disseny}} = 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

El valor de l'esforç per aquest material a aquesta temperatura de disseny és:

$$S = 18.7 \cdot 10^3 \text{ psi} = 1289 \text{ bars}$$

	Flaix 401
Pressió interna (psi)	43
Gruix tapa/fons (in)	0,09
Gruix tapa/fons (mm)	2,35
Gruix cilindre (in)	0,082
Gruix cilindre (mm)	2,099

Taula 11.13

Per facilitar els càlculs i la construcció dels equips i mantenir un marge de seguretat es fixaran que, el gruix tant del cilindre com el de la tapa i fons sigui de 3 mm.

c. Volum i superfície de l'equip

	Flaix 401
Dintern	0,22
Gruix (t)	0,003
Dextern	0,221
L	0,645
Volum cilindre	0,023
Volum fons	0,001
Volum total (m3)	0,025
Superfície cilindre	0,448
Superfície fons	0,046
Superfície total (m2)	0,539

Taula 11.14.

d. Aïllament

Com que la temperatura d'operació d'aquest flaix és de 30°C, no és necessari posar-hi aïllant.

e. Pes de l'equip

	Flaix 401
Volum material (m3)	0,002
Pes material (kg)	12,991
Pes aigua (kg)	24,729
densitat operació (kg/m3)	5,650
pes operació (kg)	0,140
Pes equip buit (kg)	14,290
Pes equip ple d'aigua (kg)	39,019
Pes equip en operació (kg)	14,430

Taula 11.15.

**11.2.2.- Columnes de Rectificació****11.2.2.1.- Columna C-301**

En la taula següent es mostren les especificacions dels corrents.

Component / Corrent	3		16		17		18	
	Kg / h	%	Kg / h	%	Kg / h	%	Kg / h	%
Metà	1,94	0,01	1,77	1,27	0,17	-	-	-
Monoxid de carboni	49,87	0,26	49,15	35,28	0,73	0,01	-	-
Dioxid de carboni	14,2	0,07	10,48	7,52	3,72	0,03	-	-
Acid Acetic	9774,66	52,13	1,25	0,9	3914,25	30,7	5859,16	99,92
Metil Acetat	6052,7	3,23E+01	41,95	30,11	6010,41	47,15	0,35	0,01
Iodur de Metil	1744,17	9,3	33,37	23,95	1710,80	13,42	-	-
Aigua	1114,12	5,94	1,34	0,96	1108,14	8,69	4,64	0,08
Fase	Líquida		Vapor		Líquida		Líquida	
T (°C)	70		30,75		30,75		117,2	
P (KPa)	100		100		100		100	
Densitat (Kg / m <sup>3</sup> )	33,54		1,84		1054,78		945,19	
Cabal Massic (Kg / h)	18751,67		139,31		12748,23		5864,15	
Cabal Vol. (m <sup>3</sup> / h)	17,70		0,14		11,98		5,58	
Calor Específic (KJ/Kg. °C)	1,742		0,90		1,79		1,72	
Entalpia (KJ / Kg)	-396516,70		-183692,33		-379359,55		-451160,10	

Taula 11.16

Per dissenyar la columna de rectificació C-301 s'ha utilitzat el simulador hysys, que ens permet realitzar el disseny de columnes molt acuradament. Per començar, s'ha dut a terme un short-cut que ha estat útil per obtenir una primera aproximació dels principals paràmetres de disseny de la columna.

Un cop realitzada aquesta primera aproximació, s'han introduït les següents dades al simulador hysys per tal de fer un disseny detallat de la columna:

- Caracterització del corrent d'alimentació
- Pressions de treball a la columna.
- Nombre de plats.
- Plat d'aliment òptim.
- Relació de reflux de treball.
- Cabal de destil·lat o residu.

El següent pas ha estat l'elecció del tipus de columna (plats o rebliment). A continuació es mostren els criteris que s'han seguit per determinar el tipus de columna:

Condicions que afavoreixen l'ús de les columnes de plats:

- Diàmetres de columna grans ( $> 0,76$  m.)
- Cabals grans
- Temps de residència del líquid gran.
- Més versatilitat i facilitat en modificacions.
- Millor caracterització de l'eficiència.
- Versatilitat en modificacions de corrents energètics.

Condicions que afavoreixen les columnes de rebliment:

- Diàmetres de columna petits ( $< 0,76$  m.)
- Destil·lacions a baixes pressions.
- Substàncies corrosives o que formen molta escuma.
- Obtenció de baixes pèrdues de càrrega.
- Tecnologia en clara evolució.

Cal remarcar que el factor més decisiu que determina el tipus de columna, és el diàmetre. Per tant, abans de realitzar una elecció s'han fet uns càlculs previs per tal de determinar el diàmetre de la columna.

### ESTIMACIÓ DEL DIÀMETRE DE LA COLUMNA

S'ha estimat el diàmetre de la columna en les dues zones ( empobriment i enriquiment) de la columna.

#### **Zona enriquiment**

Primer de tot es presenta una taula amb les propietats característiques de la zona d'empobriment.

Cabal líquid (Kg/s)	Cabal Vapor (Kg/s)	Densitat líquid (Kg/m³)	Densitat Vapor (Kg/m³)	Tensió superficial(N/m)
L <sub>w</sub>	V <sub>w</sub>	ρ <sub>L</sub>	ρ <sub>V</sub>	σ <sub>L</sub>
7,641	6,413	951.2	1,79	0.028

Taula 11.17.

El factor d'inundació es calcula amb:

$$F_{VL} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0,05$$

Tot seguit es fixa la separació entre plats. La bibliografia aconsella separacions compreses entre 0,15 i 1 m. Com a primera iteració, agafarem un valor de:

$$D_0 = 0,6 \text{ m}$$

Un cop determinat el factor d'inundació i la distancia entre plats es pot determinar K<sub>1</sub> gràficament amb l'ajut de la Figura 12.10.

A la gràfica es pot llegir que K<sub>1 graf</sub> = 0,11

Aquest valor s'ha de corregir, ja que aquesta correlació gràfica és vàlida per tensions superficials de 0,02 N/m

Per tant:

$$K_1 = K_{1graf} \left( \frac{\sigma_L}{0,02} \right)^{0.2} = 0,117$$

Una vegada fet això es pot calcular la velocitat d'inundació ( $U_f$ ):

$$U_f = K_1 \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} = 2,69 \text{ m/s}$$

La velocitat d'inundació de treball ha d'estar compresa entre un 65-85 % d' $U_f$ . S'ha escollit un valor intermig i s'ha calculat la velocitat d'inundació de disseny de la columna:

$$U_n = 0,75 \cdot U_f = 2,01 \text{ m/s}$$

A partir d'aquest valor es pot calcular l'àrea neta de la columna ( $A_n$ )

$$A_n = \left( \frac{V_w}{U_n \rho_v} \right) = 1,78 \text{ m}^2$$

Considerant que l'àrea neta de la columna normalment és un 85- 90% de l'àrea total, es pot aplicar:

$$A_c = \frac{A_n}{0,9} = 1,98 \text{ m}^2$$

Amb això ja es pot obtenir una primera estimació del diàmetre de la columna a la zona d'enriquiment:

$$D_c = \left( \frac{4A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 1,73 \text{ m}$$

### Zona empobriment

Primer de tot es presenta una taula amb les propietats característiques de la zona d'empobriment.

Cabal líquid (Kg/s)	Cabal Vapor (Kg/s)	Densitat líquid (Kg/m³)	Densitat Vapor (Kg/m³)	Tensió superficial(N/m)
L <sub>w</sub>	V <sub>w</sub>	ρ <sub>L</sub>	ρ <sub>V</sub>	σ <sub>L</sub>
12,27	10,608	944,7	1,84	0.021

Taula 11.18

El factor d'inundació es calcula amb:

$$F_{VL} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,051$$

Tot seguit es fixa la separació entre plats. La bibliografia aconsella separacions compreses entre 0,15 i 1 m. Com a primera iteració, s'agafa un valor de:

$$D_0 = 0,6 \text{ m}$$

Un cop determinat el factor d'inundació i la distancia entre plats es pot determinar K<sub>1</sub> gràficament (f(F<sub>lv</sub>, D<sub>0</sub>)) amb l'ajut de la Figura 12.10.

A la gràfica es pot llegir que K<sub>1</sub> graf = 0,11

Per tant:

Una vegada fet això es pot calcular la velocitat d'inundació (U<sub>f</sub>):

$$U_f = K_1 \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} = 2,49 \text{ m/s}$$

La velocitat d'inundació de treball ha d'estar compresa entre un 65-85 % d'Uf. S'ha escollit un valor intermig i s'ha calculat la velocitat d'inundació de disseny de la columna:

$$U_n = 0,75 \cdot U_f = 1,87 \text{ m/s}$$

A partir d'aquest valor es pot calcular l'àrea neta de la columna ( $A_n$ )

$$A_n = \left( \frac{V_w}{U_n \rho_v} \right) = 3,24 \text{ m}^2$$

Considerant que l'àrea neta de la columna acostuma a ser un 85- 90% de l'àrea total, es pot aplicar:

$$A_c = \frac{A_n}{0,9} = 3,6 \text{ m}^2$$

Amb això ja es pot obtenir una primera estimació del diàmetre de la columna a la zona de enriquiment:

$$D_c = \left( \frac{4A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 2,14 \text{ m}$$

### DETERMINACIÓ DEL DIÀMETRE DE COLUMNA

Un cop realitzada la primera aproximació del diàmetre de la columna en ambdues zones, s'han introduït els valors al simulador hysys, i s'ha obtingut el diàmetre definitiu:

**Zona enriquiment: Dc = 1,829 m    %inundación màxim= 75,85    OK!!**

**Zona empobriment: Dc = 1,981 m    %inundación màxim= 77,77    OK!!**



### SELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA

S'ha escollit una **columna de plats**, ja que el diàmetre (factor més decisiu) és de 1,981 m. També existeixen altres factors que han determinat aquesta decisió:

- tractament de cabal força elevat, fet que afavoreix la utilització d'aquest tipus de columna.
- es un tipus de columna més versàtil i més fàcil de modificar, encara que per contra acostuma a tenir un cost més elevat.

### SELECCIÓ DEL TIPUS DE FLUX ALS PLATS

L'objectiu en seleccionar un o un altre tipus de flux és aconseguir un òptim contacte entre vapor i líquid. Encara que també són importants altres factors com assolir una interessant alçada de líquid per aconseguir una bona transferència de matèria (eficàcia elevada) o també, disposar d'una àrea de downcomer apropiada perquè el líquid pugui passar sense problemes d'un plat a un altre.

Per les condicions de columna s'ha decidit utilitzar un flux creuat, ja que es caracteritza per una bona transferència de matèria entre fases.

Tot seguit es presenta una figura on es pot veure l'esquema d'una columna de plats treballant amb flux creuat.

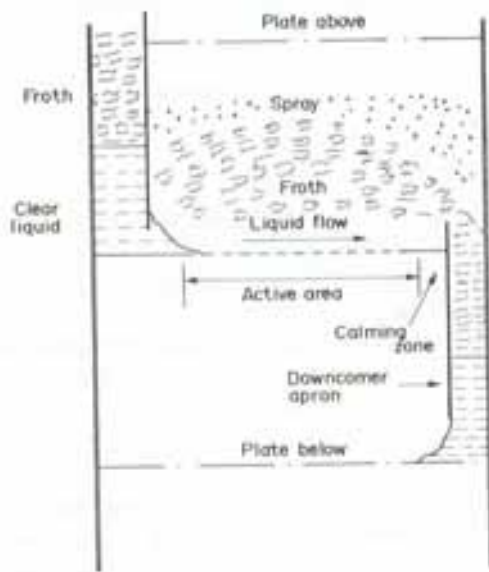


FIG. 11.17. Typical cross-flow plate (sieve)

Figura 11.7

Un altre paràmetre de disseny a escollir és el número de passos del líquid pel plat. Aquest número de passos pot ser simple o múltiple. En aquest cas, s'ha decidit fer un únic pas del líquid pel plat.

### SELECCIÓ DEL TIPUS DE PLAT

Existeixen diferents tipus de plats que es classifiquen en funció de la forma en que entren en contacte el gas i el líquid:

- Plats perforats (sieve)
- Plats amb vàlvules (valve)
- Plats de campanes (bubble-cap)

S'ha decidit escollir plats amb vàlvules per desenvolupar la columna de destil·lació. Els factors que han portat a prendre aquesta decisió han estat:

- És un tipus de plat intermig entre el plat de campanes i, per tant, una solució intermitja que s'aplica en columnes que requereixen un cert grau de flexibilitat.

-Té una elevada eficàcia.

-La seva instal·lació no es complexa i impedeix eficaçment la inundació o l'arrossegament excessiu del líquid al plat.

-Garantitza un millor funcionament de la columna al llarg del seu temps de vida encara que l'elecció sigui menys econòmica inicialment.

- Tot i que el procés de disseny és menys conegut, no es difícil de realitzar. A més, es té el suport de Hysys que permet fer el disseny detallat de la columna de vàlvules sense problema.

### ESQUEMA DEL PLAT

El següent pas a fer és caracteritzar els plats amb que treballarà la columna. Per fer-ho s'han de determinar una sèrie de variables mitjançant les corresponents correlacions. Fet això, es procedirà a realitzar una sèrie de comprovacions per garantir el correcte funcionament de l'equip. Els punts que es comprovaran són:

- Alçada de líquid al downcomer.
- Velocitat de goteig (weeping).

A continuació es defineixen els diferents paràmetres que apareixen en aquesta fase del disseny:

$A_c$ : àrea de la columna

$A_n$ : àrea de separació entre fases o àrea neta

$A_d$ : àrea del downcomer

$A_p'$ : àrea de pas de líquid

$A_p$ : àrea perforable

$A_h$ : àrea dels forats

$A_a$ : àrea activa

En la figura següent es mostra un esquema de les variables esmentades:

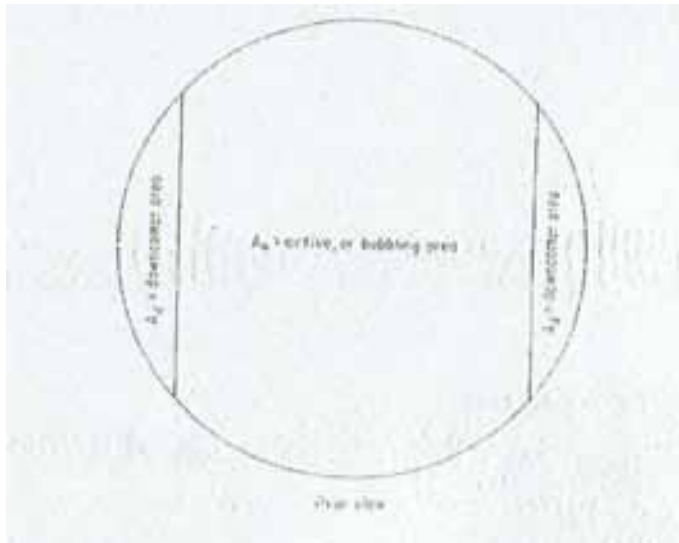


Figura: 11.8

Primerament es torna a calcular  $A_c$  i  $A_n$  en funció del diàmetre de la columna. Seguidament es comencen a calcular els valors que prenen aquestes variables quan es treballa amb una columna de vàlvules.

#### Zona enriquiment

$$A_c = \frac{\pi}{4} D_c^2 = 2,63 \text{ m}^2$$

$$A_n = 0,9 A_c = 2,36 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea de downcomer ( $A_d$ ):

Acostuma a ser: [5-15 %]  $A_c$

Com a primera iteració es pren 5 %  $A_c$

$$A_d = 0,05 A_c = 0,132 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea activa ( $A_a$ ):

Es pot calcular aplicant:

$$A_a = A_c - 2 A_d = 2,366 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea dels forats ( $A_h$ ):

Acostuma a ser: 10 %  $A_a$

$$A_h = 0,1 A_a = 0,236 \text{ m}^2$$

-Càlcul del diàmetre dels forats amb vàlvules ( $d_h$ ):

Acostuma a ser : 50 - 100 mm.

Inicialment prenem:  $d_h = 70 \text{ mm}$ .

-Càlcul de distància entre forats ( $l_p$ ) i determinació de la seva disposició:

Acostuma a ser: [1,5 - 5]  $D_h$

Inicialment es pren:  $l_p = 2,5 D_h = 0,175 \text{ m}$

Es treballarà amb malla quadrada.

-Relació  $A_h / A_p$ :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \left( \frac{d_h}{l_p} \right)^2 = 0,144$$

Amb aquest valor es pot determinar l'àrea perforable:  $A_p = 1,639 \text{ m}^2$

Per tant,  $A_p < A_a$  i els forats amb vàlvules caben al plat.

Amb el simulador Hysys calculem el nombre de forats:

$$N_{forats} = \frac{A_h}{A_{forat}} = 295$$

Per tant,  $A_{forat} = 8E-4 \text{ m}^2$

- Paràmetres del sobreeixidor:

Per realitzar la simulació amb Hysys s'ha fixat una alçada de sobreeixidor  $h_w = 50 \text{ mm}$ .

La longitud calculada pel simulador és de:  $l_w = 1,18 \text{ m}$ .

A la figura 12.11 es pot veure la definició de les següents variables del sobreeixidor:

$l_w$ : longitud del sobreeixidor

$\theta_c, l_n$  = paràmetres pel fabricant

$H$ : distància sobreeixidor - centre columna

Aquests paràmetres es poden determinar aplicant les següents relacions:

$$\sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{\left(\frac{l_w}{2}\right)}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} = 0,412 \quad \theta_c = 65,37^\circ$$

$$\cos\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{H}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} \quad H = 0,78 \text{ m}$$

$$l_n = \frac{D_c}{2} - H = 0,1345 \text{ m}$$

Zona empobriment

$$A_c = \frac{\pi}{4} D_c^2 = 3,08 \text{ m}$$

$$A_n = 0,9 A_c = 2,77 \text{ m}$$

-Càlcul de l'àrea de downcomer ( $A_d$ ):

Acostuma a ser: [5-15 %]  $A_c$

Com a primera iteració es pren 5 %  $A_c$

$$A_d = 0,05 A_c = 0,154 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea activa ( $A_a$ ):

Es pot calcular aplicant

$$A_a = A_c - 2 A_d = 2,772 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea dels forats ( $A_h$ ):

Acostuma a ser: 10 %  $A_a$

$$A_h = 0,1 A_a = 0,2772 \text{ m}$$

-Càlcul del diàmetre dels forats amb vàlvules ( $d_h$ ):

Acostuma a ser : 50 - 100 mm.

Inicialment prenem:  $d_h = 70 \text{ mm}$ .

-Càlcul de distància entre forats ( $l_p$ ) i determinació de la seva disposició:

Acostuma a ser: [1,5 - 5]  $D_h$

Inicialment es pren:  $l_p = 2,5$   $D_h = 0,175$  m

Es treballarà amb malla quadrada.

-Relació  $A_h / A_p$ :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \left( \frac{d_h}{l_p} \right)^2 = 0,144$$

Amb aquest valor es pot determinar l'àrea perforable:  $A_p = 1,925 \text{ m}^2$

Per tant,  $A_p < A_a$  i els forats amb vàlvules caben al plat.

Amb el simulador Hysys calculem el nombre de forats:

$$N_{forats} = \frac{A_h}{A_{forat}} = 346$$

Per tant,  $A_{forat} = 7,86E-4 \text{ m}^2$

- Paràmetres del sobreeixidor:

Per realitzar la simulació amb Hysys s'ha fixat una alçada de sobreeixidor  $h_w = 50$  mm.

La longitud calculada pel simulador és de:  $l_w = 1,281$  m.

A la figura 12.11 es pot veure la definició de les següents variables del sobreeixidor:

$l_w$ : longitud del sobreeixidor

$\Theta_c$ ,  $l_n$  = paràmetres pel fabricant

H: distància sobreeixidor - centre columna



Aquests paràmetres es poden determinar aplicant les següents relacions:

$$\sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{\left(\frac{l_w}{2}\right)}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} = 0,634 \quad \theta_c = 78,69^\circ$$

$$\cos\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{H}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} \quad H = 0,766 \text{ m}$$

$$l_n = \frac{D_c}{2} - H = 0,224 \text{ m}$$

Finalment per acabar aquesta part del disseny es definiran les últimes variables corresponents al downcomer back-up

A la figura 12.12 es pot veure una definició gràfica de les variables del downcomer back-up

$L_t$ : separació entre plats

$h_w$ : alçada del sobreeixidor

$h_{bc}$ : alçada del líquid al sobreeixidor

$h_{ap}$ : alçada sota el sortint del downcomer

El valor d'aquestes variables s'han obtingut mitjançant el simulador hysys:

#### Zona enriquiment i empobriment

$l_t = 0,6 \text{ m.}$

$h_w = 0,05 \text{ m.}$

$h_{ap} = 0,0381$

Gruix del plat = 0,0032 m.

Densitat del material de la vàlvula = 8000 Kg / m<sup>3</sup>

Gruix del material de la vàlvula = 1,524 mm.

COMPROVACIÓ DEL FENÒMEN DE GOTEIG

El fenomen del goteig apareix quan la velocitat ascensional del vapor no es suficientment alta. Per verificar que aquest problema no es produeix a la columna es calcula la velocitat mínima del vapor que permet un correcte funcionament de la columna ( $\hat{U}_n$ , valor límit). Aquest valor, posteriorment, es compara amb la velocitat real del vapor per veure si en el cas considerat apareix el problema:

Per determinar  $\hat{U}_n$  s'aplica la següent correlació:

$$\hat{U}_n = \frac{k_2 - 0,9(90,4 - d_h)}{\rho_v^{0,5}}$$

On:

$\hat{U}_n$ : velocitat mínima del vapor perquè no es produeixi goteig, m/s

$d_h$ : diàmetre dels forats, mm

$\rho_v$ : densitat del vapor, Kg/m<sup>3</sup>

$k_2$ : paràmetre a determinar amb figura 12.13

$h_{ow}$  és l'alçada de líquid que hi ha per sobre del sobreeixidor. Una expressió vàlida pel seu càlcul és la següent:

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_v l_w} \right)^{2/3}$$

On:

$L_w$ : cabal màssic de líquid, Kg/s

$\rho_L$ : densitat del líquid, Kg/m<sup>3</sup>

$l_w$ : longitud del sobreeixidor, m

Cal remarcar, que el cabal màssic de líquid és diferent en cada plat, per tant, el que es fa, es escollir el més gran de la zona i treballar amb aquest per assegurar que no produeixi goteig en cap de les etapes.

La velocitat ascensional del vapor a través dels forats es pot calcular amb:

$$U_h = \frac{V}{A_h}$$

Llavors:

si  $U_h < \hat{U}_n$  es produirà goteig

si  $U_h > \hat{U}_n$  es produirà goteig

Tot seguit, es presenten els resultats per cadascuna de les zones:

#### Zona enriquiment

$$h_{ow} = 33,64 \text{ mm}$$

$$h_{ow} + h_w = 83,64 \text{ mm} \quad k_2 = 30,8$$

$$\hat{U}_n = 11,91 \text{ m/s}$$

$$U_h = 18,16 \text{ m/s}$$

$U_h > \hat{U}_n$ , per tant, no es produirà goteig

#### Zona empobriment

$$h_{ow} = 37,67 \text{ mm}$$

$$h_{ow} + h_w = 87,67 \text{ mm} \quad k_2 = 30,9$$

$$\hat{U}_n = 7,26 \text{ m/s}$$

$$U_h = 21,41 \text{ m/s}$$

$U_h > \hat{U}_n$ , per tant, no es produirà goteig

COMPROVACIÓ DE L'ALÇADA DE LÍQUID AL DOWNCOMER

S'ha de comprovar la següent condició:

$$h_{bc} < 0,5 (l_t + h_w)$$

On:

$l_t$ : separació entre plats, m

$h_w$ : alçada del sobreexidor, m

$h_{bc}$ : alçada de líquid al downcomer, m

L'alçada de líquid al downcomer es pot llegir al Hysys i, per cada zona de la columna, pren els següents valors:

$$h_{bc, \text{ zona rectificació}} = \text{downcomer back - up} = 0,19 \text{ m}$$

$$h_{bc, \text{ zona rectificació}} = \text{downcomer back - up} = 0,229 \text{ m}$$

Zona rectificació i empobriment

$$0,5 (0,6 + 0,05) = 0,325 > h_{bc} \quad \text{OK!!}$$

EFICACIA ALS PLATS

Per determinar l'eficàcia amb que treballen els plats de la columna s'aplicarà la correlació de Van Winkle (Eficàcia de Murphy):

$$E_{mv} = 0,07 D_g^{0,14} \cdot S_c^{0,25} \cdot \text{Re}^{0,08}$$

$$D_g = \frac{\sigma_L}{\mu_L u_v}$$

$$S_c = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{LK}}$$

$$\text{Re} = \frac{h_w u_v \rho_v}{\mu_L A_F}$$

On:

$\sigma_L$ : tensió superficial del líquid, N/m

$\mu_L$ : viscositat del líquid, N/m<sup>2</sup> s

$\rho_L$ : densitat del líquid, Kg/m<sup>3</sup>

$\rho_v$ : densitat del vapor, Kg/m<sup>3</sup>

$U_v$ : velocitat superficial del vapor a la columna, m/s

$D_{LK}$ : difusivitat component clau al líquid, m<sup>2</sup> /s

$h_w$ : alçada del sobreexidor, m

$A_F$ : àrea fraccional ( $A_h/A_c$ )

Tot seguit es mostren els valors d'aquestes variables i el resultat obtingut a d'aplicar-les sobre les equacions esmentades:

### Zona rectificació

$$h_w = 0,05 \text{ m}$$

$$A_F = 0,09$$

$$(L = 0,028$$

$$(L = 0,673E-3 \text{ Kg/m s}$$

$$\rho_L = 951,2 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_v = 1,79 \text{ Kg/m}^3$$

$$U_v = 2,02 \text{ m/s}$$

$$D_{LK} = \frac{1,173E-16(\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} = \frac{1,173E-16(2,6 \cdot 58)^{0,5} \cdot 373}{0,673E-3 \cdot 0,055^{0,6}} = 4,57E-9 \text{ m}^2 / \text{s}$$

$$D_g = 20,59$$

$$S_c = 154,8$$

$$Re = 2984,8$$

$$E_{mv} = 0,715$$

### Zona empobriment

$$h_w = 0,05 \text{ m}$$

$$A_F = 0,09$$

$$\sigma_L = 0,028$$

$$\mu_L = 0,383E-3 \text{ Kg/m s}$$

$$\rho_L = 944,7 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_V = 1,84 \text{ Kg/m}^3$$

$$U_V = 6,46 \text{ m/s}$$

$$D_{LK} = \frac{1,173E-16(\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} = \frac{1,173E-16(2,6 \cdot 58)^{0,5} \cdot 373}{0,673E-3 \cdot 0,055^{0,6}} = 8,36E-9 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_g = 11,32$$

$$S_c = 48,5$$

$$Re = 17241,65$$

$$E_{mv} = 0,566$$

El resultat obtingut sembla força coherent, ja que l'eficàcia és més elevada en la zona d'enriquiment, degut probablement a que la velocitat del vapor es menor que en la zona d'empobriment, fet que provoca que hi hagi més temps de contacte entre la fase líquida i gasosa i, per tant, més transferència de matèria; obtenint d'aquesta manera un eficàcia més elevada.

Una vegada obtingudes aquestes dues eficàcies es realitza la mitja i es tracta el resultat obtingut com una eficàcia global que servirà per poder determinar el nombre real de plats de que constarà la columna:

$$E_{mvm} = 0,64$$

Amb això es calcula el nombre de plats reals de la columna:

$$N_{\text{plats reals}} = N_{\text{plats teòrics}} / E_{\text{mvm}} = (6 \text{ plats} + 1 \text{ condensador parcial}) / 0,64 + 1 \text{ caldera} = 11 + 1 = 12$$

### DISSENY MECÀNIC DE LA COLUMNA

Pel disseny mecànic de la columna es determinarà:

- 1.-Alçada a fons i caps de la columna
- 2.-Disseny del gruix de paret per pressió
- 3.-Disseny del gruix de paret per la força del vent
- 4.-l'aïllant
- 5.-Pes de la columna

#### 1.-Alçada a fons i caps de la columna

Per calcular-la s'ha de fixar un temps de residència pel líquid al fons de columna. Es pren un temps de 10 min = 0,167 h. Amb això i el cabal volumètric que surt de la columna per la part inferior, es pot calcular el volum de líquid al fons:

$$V_{\text{líquid}} = 5,5735 \text{ m}^3/\text{h} * 0,167 \text{ h} = 0,93 \text{ m}^3$$

Amb aquest volum es pot estimar l'alçada del líquid al fons de la columna:

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{cilindre}} + V_{\text{torisferic}}$$

$$V_{\text{cilindre}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 \cdot t$$

$$V_{\text{torisferic}} = 0,0778 D_c^3$$

Com que el diàmetre de la columna es conegut, es pot estimar t:

$$t = 0,1 \text{ m}$$

I també l'alçada del fons toriesfèric:

$$h = \frac{V}{A} = \frac{0,0778 D_c^3}{0,842 D_c^2} = 0,154 \text{ m}$$

Per tant, l'alçada de líquid al fons de columna és:

$$h_L = h + t = 0,254 \text{ m}$$

Finalment, es fixa una distància entre el primer plat i la sortida superior de la columna:

$$h_v = 0,5 \text{ m}$$

I es calcula novament l'alçada del cap toriesfèric:

$$h' = \frac{V}{A} = \frac{0,0778 D_c^3}{0,842 D_c^2} = 0,154 \text{ m}$$

Amb això, ja es pot calcular l'alçada de la columna:

$$N^\circ \text{ plats total} = 12$$

$$\text{Alçada de plats} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Alçada de plats} = 7,2 \text{ m}$$

$$\text{Distància primer plat – sortida superior} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Distància darrer plat – líquid fons} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Alçada líquid fons} = 0,254 \text{ m}$$

$$h_t (\text{columna}) = 8,45 \text{ m}$$



Com a material de construcció s'utilitzarà l'acer inoxidable del tipus **AISI –316L**, ja que és un dels materials més utilitzats per a la construcció d'equips en la indústria química.

A la figura 12.9 es pot llegir la composició nominal i la màxima tensió admissible

**Composició nominal: 16Cr – 12Ni –2Mo**

**Tensió màxima admissible, S ( $T_{dis} = 313,7 \text{ }^{\circ}\text{F}$ ): 14508 psi**

Pel que fa a les soldadures, s'utilitzarà radiografiat parcial i soldadura simple. Tot seguit es presenta una taula on es pot llegir el factor de soldadura (E):

Radiografiat	100 %	Parcial	Nul
Simple	0,9	0,8	0,65
Doble	1,0	0,85	0,7

Taula 11.19

L'acabat interior i exterior de la torre es farà posant un àcid per eliminar les vores de soldadura (decapat).

## 2.-Disseny del gruix de paret per pressió

Per determinar el gruix necessari per efecte de la pressió a la que esta sotmesa la columna s'ha seguit el codi de normes ASME per recipients a pressió.

És dissenya per pressió interna per tots els casos, ja que és superior a la externa:

$$P_{disseny} = P_{operació} + 2 \text{ atm} = 3 \text{ atm} = 44 \text{ psi}$$

Cal tenir en compte que els gruixos disponibles al mercat són: 3, 4, 5, 6, 8, 10, 12, 15, 20, 25, 30, 35 mm.

**-Gruix de virola**

$$t = \frac{PD_s}{2(SE - 0,6P)} = 0,0035 \text{ m}$$

On:

P = Pressió màxima admissible, psi

R = radi intern, m

t = gruix mín de virola requerit, m

S = tensió màxima admissible, psi

E = factor de soldadura

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 5,1 \text{ mm}$ , però s'escull un gruix de **6 mm**, ja que és un gruix estandard de mercat.

La figura 12.2 mostra un esquema del mètode utilitzat.

**- Gruix del fons i del cap toriesfèric:**

Per determinar el gruix s'aplica la següent expressió:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

On:

P: pressió de disseny, psi

$L = D_0$ , mm

E: factor de soldadura

$M = 1,54$  per fons toriesfèric

S: tensió màxima admissible, psi

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D = 1.981 \\ r = 10\% \cdot D = 0.1981 \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

S: 14508 psi

Pint: 3 bars = 44 psi

E: 0.85

$t = 5,4$  mm

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm  $\rightarrow$  per corrosió

$(0,07 \cdot t)$  mm  $\rightarrow$  per defectes de construcció

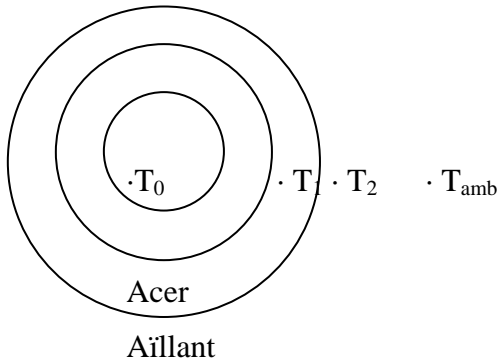
$(0,1 \cdot t)$  mm  $\rightarrow$  per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 7,3$  mm, per tant s'utilitzara un gruix estandard de **8 mm**

La figura 12.1 mostra un esquema del mètode utilitzat.

4.- Aïllant

Per fer l'aïllament de la columna s'ha escollit la llana de vidre. Per calcular el gruix s'ha utilitzat un programa que es diu ISOVER, de la casa comercial INDUVER.



On:

$$T_0 = 117 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_1 = 115 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 37 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{amb} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

S'utilitzarà el Panel PI – 156 amb un recobriments exterior de xapa pintada obtenint una  $T_{exterior}$  de la columna de  $37 \text{ }^{\circ}\text{C}$

El gruix calculat és de **40 mm**

Un cop calculat el gruix de l'aïllant es recalcula de nou l'espessor total de la columna

$$t_{virola} = 6 + 40 = 46 \text{ mm}$$

$$t_{fons i cap} = 8 + 40 = 48 \text{ mm}$$

5.- Pes de la columna

A continuació es presenten les equacions necessàries per determinar el pes de la columna:

$$A_{\text{lateral}} = \pi \cdot D_c \cdot L$$

$$A_{\text{toriesfèric}} = 0.842 \cdot D_c^2$$

$$\text{Pes} = \text{àrea} \cdot \text{gruix} \cdot \rho$$

Tot seguit s'apliquen aquestes expressions a cada zona de la columna per determinar el pes de l'aïllament, de la columna, de les plataformes, de les escales i dels plats. Amb això, es pot calcular el pes de la columna buida, plena d'aigua i d'operació:

• *Pes columna buida*

→ Pes aïllant

$$\rho_{\text{aïllant}} = 20 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{aïllant}} = \rho_{\text{PI-156}} \cdot ( (\pi \cdot D_c \cdot L) + (0.842 \cdot D_c^2) ) \cdot \text{gruix}_{\text{aïllant}}$$

$$\text{Pes}_{\text{aïllant}} = 1051,9 \text{ Kg}$$

→ Pes columna

$$\rho_{\text{AISI-316}} = 8000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{columna}} = \rho_{\text{AISI-316}} \cdot ( (\pi \cdot D_c \cdot L) \cdot \text{gruix}_{\text{virola}} + (0.842 \cdot D_c) \cdot \text{gruix}_{\text{toriesfèric}} )$$

$$\text{Pes}_{\text{columna}} = 2735,72 \text{ Kg}$$

→ Pes plats

$$N_{\text{plats}} = 12$$

$$\rho_{\text{AISI-316}} = 8000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Àrea}_{\text{plats}} = 3,083 \text{ m}$$

$$\text{gruix}_{\text{plats}} = 0.0032 \text{ m}$$

$$\text{Pes}_{\text{plats}} = N_{\text{plats}} \cdot \rho_{\text{AISI-316}} \cdot \text{Àrea}_{\text{plats}} \cdot \text{gruix}_{\text{plats}}$$

$$\text{Pes}_{\text{plats}} = 947,1 \text{ Kg}$$

→Pes escales

$$N^{\circ}_{\text{escales}} = 1$$

$$\text{Pes 1 escala} \approx 60 \text{ Kg}$$

$$\text{Pes}_{\text{escales}} = N^{\circ}_{\text{escales}} \cdot \text{Pes}_{\text{escala}}$$

$$\text{Pes}_{\text{escales}} = 60 \text{ Kg}$$

→Pes columna buida

$$\text{Pes}_{\text{columna buida}} = \text{Pes}_{\text{aillant}} \cdot \text{Pes}_{\text{columna}} \cdot \text{Pes}_{\text{plats}} \cdot \text{Pes}_{\text{escales}}$$

$$\text{Pes}_{\text{columna buida}} = 4795 \text{ Kg}$$

• *Pes columna en operació*

$$\rho_{\text{líquid}} = 1059,2 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$V_{\text{columna}} = 2 \cdot 0,0778 \cdot D_c^3 + \pi/4 \cdot D_c^2 \cdot \text{altura total} = 27,25 \text{ m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{líquid operació}} = 0,5 \cdot V_{\text{columna}} \cdot \rho_{\text{líquid}} = 14431,6 \text{ Kg}$$

$$\text{Pes}_{\text{columna operació}} = \text{Pes}_{\text{columna buida}} \cdot \text{Pes}_{\text{líquid operació}}$$

$$\text{Pes}_{\text{columna operació}} = 19226 \text{ Kg}$$

• *Pes columna amb aigua*

$$\rho_{\text{aigua}} = 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{aigua}} = V_{\text{columna}} \cdot \rho_{\text{aigua}} = 27250 \text{ Kg}$$

$$\text{Pes}_{\text{columna aigua}} = \text{Pes}_{\text{columna buida}} \cdot \text{Pes}_{\text{aigua}}$$

$$\text{Pes}_{\text{columna aigua}} = 32045 \text{ Kg}$$

RESULTATS DE LA COLUMNA

Tot seguit es mostra una taula amb els resultats més rellevants del disseny. Un esquema més acurat de la columna es troba en el full d'especificacions.

<b>Columna C-301</b>	
P <sub>diseny</sub> (atm)	3
T <sub>diseny</sub> (°C)	166,5
D <sub>columna</sub> (m)	1,981
N <sub>plats</sub>	12
Distància entre plats (m)	0,6
Alçada total (m)	8,45
Gruix cilindre (mm)	6
Gruix fons i caps toricsfèric (mm)	8
Gruix aillant (mm)	40
Tipus de distribuïdor VEPW (splash-plate distrib)	VEPW (splash-plate distrib)
Pes total columna buida (kg)	4792
P <sub>columna</sub> operació (kg)	19226
P <sub>columna</sub> amb agua (kg)	32045
D <sub>col,ext</sub> = D <sub>c</sub> +2·t <sub>aillant</sub> + 2·t <sub>virola</sub> (m)	2,073

Taula 11.20

**11.2.2.2.- Columna C-302**

En la taula següent es mostren les especificacions dels corrents.

<b>Component / Corrent</b>	19		20		17		21	
	Kg/h	%	Kg / h	%	Kg / h	%	Kg / h	%
Metà	0,147	0,017	-	-	0,17	-	-	-
Monoxid de carboni	0,74	0,089	-	-	0,73	0,01	-	-
Dioxid de carboni	3,08	0,37	0,2	0,003	3,72	0,03	-	-
Acid Acetic	-	-	0,55	0,0078	3914,25	30,7	3912	81,33
Metil Acetat	520,26	62,71	5489,7	77,27	6010,41	47,15	-	-
Iodur de Metil	290,51	35,01	1417,9	19,95	1710,80	13,42	-	-
Aigua	14,866	1,8	196,32	2,76	1108,14	8,69	898,02	18,67
Fase	vapor		Líquida		Líquida		líquida	
T (°C)	52,13		52,13		30,75		102,75	
P (KPa)	100		100		100		100	
Densitat (Kg / m <sup>3</sup> )	3,06		1011,5		1054,78		947,89	
Cabal Màssic (Kg / h)	829,61		7104,7		12748,23		4810,1	
Cabal Vol. (m <sup>3</sup> / h)	271,11		7,02		11,98		5,07	
Calor Específic (KJ/Kg. °C)	0,88		1,7		1,79		2,15	
Entalpia (KJ / Kg)	-3687,7		-5019,4		-379359,55		-9027,8	

Taula 11.21

Per dissenyar la columna de rectificació C-302 s'ha utilitzat el simulador hysys, que permet realitzar el disseny de columnes molt acuradament. Per començar, s'ha dut a terme un short-cut que ha estat útil per obtenir una primera aproximació dels principals paràmetres de disseny de la columna.

Un cop realitzada aquesta primera aproximació, s'han introduït les següents dades al simulador hysys per tal de fer un disseny detallat de la columna:



- Caracterització del corrent d'alimentació
- Pressions de treball a la columna.
- Nombre de plats.
- Plat d'aliment òptim.
- Relació de reflux de treball.
- Cabal de destil·lat o residu.

El següent pas ha estat l'elecció del tipus de columna (plats o rebliment). A continuació es mostren els criteris que s'han seguit per determinar el tipus de columna:

Condicions que afavoreixen l'ús de les columnes de plats:

- Diàmetres de columna grans ( $> 0,76$  m.)
- Cabals grans
- Temps de residència del líquid gran.
- Més versalitat i facilitat en modificacions.
- Millor caracterització de l'eficiència.
- Versatilitat en modificacions de corrents energètics.

Condicions que afavoreixen les columnes de rebliment:

- Diàmetres de columna petits ( $< 0,76$  m.)
- Destil·lacions a baixes pressions.
- Substàncies corrosives o que formen molta escuma.
- Obtenció de baixes pèrdues de càrrega.
- Tecnologia en clara evolució.

Cal remarcar que el factor més decisiu que determina el tipus de columna, és el diàmetre. Per tant, abans de realitzar una elecció s'han fet uns càlculs previs per tal de determinar el diàmetre de la columna.

ESTIMACIÓ DEL DIÀMETRE DE LA COLUMNA

S'ha estimat el diàmetre de la columna en les dues zones ( empobriment i enriquiment) de la columna

**Zona enriquiment**

Primer de tot es presenta una taula amb les propietats característiques de la zona d'enriquiment.

Cabal líquid (Kg/s)	Cabal Vapor (Kg/s)	Densitat líquid (Kg/m³)	Densitat Vapor (Kg/m³)	Tensió superficial(N/m)
$L_w$	$V_w$	$\rho_L$	$\rho_v$	$\sigma_L$
1,93	4,14	965,14	1,8	0,049

Taula 11.22

El factor d'inundació es calcula amb:

$$F_{VL} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,02$$

Tot seguit es fixa la separació entre plats. La bibliografia aconsella separacions compreses entre 0,15 i 1 m. Com a primera iteració, agafarem un valor de:

$$D_0 = 0,6 \text{ m}$$

Un cop determinat el factor d'inundació i la distancia entre plats es pot determinar  $K_1$  gràficament ( $f(F_{VL}, D_0)$ ) amb l'ajut de la Figura 12.10.

A la gràfica es pot llegir que  $K_1 \text{ graf} = 0,085$

Aquest valor s'ha de corregir, ja que aquesta correlació gràfica és vàlida per tensions superficials de 0,02 N/m

Per tant:

$$K_1 = K_{1_{graf}} \left( \frac{\sigma_L}{0,02} \right)^{0,2} = 0,1$$

Una vegada fet això es pot calcular la velocitat d'inundació ( $U_f$ ):

$$U_f = K_1 \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} = 2,31 \text{ m/s}$$

La velocitat d'inundació de treball ha d'estar compresa entre un 65-85 % d' $U_f$ . S'ha escollit un valor intermig i s'ha calculat la velocitat d'inundació de disseny de la columna:

$$U_n = 0,75 \cdot U_f = 1,73 \text{ m/s}$$

A partir d'aquest valor es pot calcular l'àrea neta de la columna ( $A_n$ )

$$A_n = \left( \frac{V_w}{U_n \rho_V} \right) = 1,33 \text{ m}^2$$

Considerant que l'àrea neta de la columna acostuma a ser un 85- 90% de l'àrea total, es pot aplicar:

$$A_c = \frac{A_n}{0,9} = 1,48 \text{ m}^2$$

Amb això ja podem obtenir una primera estimació del diàmetre de la columna a la zona d'enriquiment:

$$D_c = \left( \frac{4A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 1,372$$

### Zona empobriment

Primer de tot es presenta una taula amb les propietats característiques de la zona d'empobriment.

Cabal líquid (Kg/s)	Cabal Vapor (Kg/s)	Densitat líquid (Kg/m³)	Densitat Vapor (Kg/m³)	Tensió superficial(N/m)
$L_w$	$V_w$	$\rho_L$	$\rho_v$	$\sigma_L$
3,82	2,47	951,03	0,95	0,046

Taula 11.23

El factor d'inundació es calcula amb:

$$F_{VL} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,048$$

Tot seguit es fixa la separació entre plats. La bibliografia aconsella separacions compreses entre 0,15 i 1 m. Com a primera iteració, s'escull un valor de:

$$D_0 = 0,6 \text{ m}$$

Un cop determinat el factor d'inundació i la distancia entre plats es pot determinar  $K_1$  gràficament ( $f(F_{VL}, D_0)$ ) amb l'ajut de la Figura 12.10.

A la gràfica es pot llegir que  $K_1 \text{ graf} = 0,05$

Aquest valor s'ha de corregir, ja que aquesta correlació gràfica és vàlida per tensions superficials de 0,02 N/m

Per tant:

$$K_1 = K_{1_{graf}} \left( \frac{\sigma_L}{0,02} \right)^{0,2} = 0,059$$

Una vegada fet això es pot calcular la velocitat d'inundació ( $U_f$ ):

$$U_f = K_1 \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} = 1,82 \text{ m/s}$$

La velocitat d'inundació de treball ha d'estar compresa entre un 65-85 % d' $U_f$ . S'ha escollit un valor intermig i s'ha calculat la velocitat d'inundació de disseny de la columna:

$$U_n = 0,75 \cdot U_f = 1,36 \text{ m/s}$$

A partir d'aquest valor es pot calcular l'àrea neta de la columna ( $A_n$ )

$$A_n = \left( \frac{V_w}{U_n \rho_V} \right) = 1,91 \text{ m}^2$$

Considerant que l'àrea neta de la columna acostuma a ser un 85- 90% de l'àrea total, es pot aplicar:

$$A_c = \frac{A_n}{0,9} = 2,12 \text{ m}^2$$

Amb això ja podem obtenir una primera estimació del diàmetre de la columna a la zona de enriquiment:

$$D_c = \left( \frac{4A_c}{\pi} \right)^{0,5} = 1,643 \text{ m}$$

### DETERMINACIÓ DEL DIÀMETRE DE COLUMNA

Un cop realitzada la primera aproximació del diàmetre de la columna en ambdues zones, s'han introduït els valors al simulador hysys, i s'ha obtingut el diàmetre definitiu:

**Zona enriquiment: Dc = 1,372 m    %inundación màxim= 69.89    OK!!**

**Zona empobriment: Dc = 1,372 m    %inundación màxim= 69.89    OK!!**

### SELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA

S'ha escollit una columna de plats, ja que el diàmetre (factor més decisiu) és de 1,372 m. També existeixen altres factors que han determinat aquesta decisió:

- tractament de cabal força elevat, fet que afavoreix la utilització d'aquest tipus de columna.
- es un tipus de columna més versàtil i més fàcil de modificar, encara que per contra acostuma a tenir un cost més elevat.

### SELECCIÓ DEL TIPUS DE FLUX ALS PLATS

L'objectiu en seleccionar un o un altre tipus de flux és aconseguir un òptim contacte entre vapor i líquid. Encara que també són importants altres factors com assolir una interessant alçada de líquid per aconseguir una bona transferència de matèria (eficàcia elevada) o també, disposar d'una àrea de downcomer apropiada perquè el líquid pugui passar sense problemes d'un plat a un altre.

Per les condicions de columna s'ha decidit utilitzar un flux creuat, ja que es caracteritza per una bona transferència de matèria entre fases.

A la figura 11.7 es pot veure l'esquema d'una columna de plats treballant amb flux creuat.

Un altre paràmetre de disseny a escollir és el numero de passos del líquid pel plat. Aquest número de passos pot ser simple o múltiple. En aquest cas, s'ha decidit fer un únic pas del líquid pel plat.

### SELECCIÓ DEL TIPUS DE PLAT

Existeixen diferents tipus de plats que es classifiquen en funció de la forma en que entren en contacte el gas i el líquid:

- Plats perforats (sieve)
- Plats amb vàlvules (valve)
- Plats de campanes (bubble-cap)

S'ha decidit escollir plats amb vàlvules per desenvolupar la columna de destil·lació. Els factors que han portat a prendre aquesta decisió han estat:

- És un tipus de plat intermig entre el plat de campanes i perforat i, per tant, una solució intermitja que s'aplica en columnes que requereixen un cert grau de flexibilitat.
- Té una elevada eficàcia.
- La seva instal·lació no es complexa i impedeix eficaçment la inundació o l'arrossegament excessiu del líquid al plat.
- Garantitza un millor funcionament de la columna al llarg del seu temps de vida encara que l'elecció sigui menys econòmica inicialment.

- Tot i que el procés de disseny és menys conegut, no es difícil de realitzar. A més, es té el suport de Hysys que permet fer el disseny detallat de la columna de vàlvules sense problema.

### ESQUEMA DEL PLAT

El següent pas a fer és caracteritzar els plats amb que treballarà la columna. Per fer-ho s'han de determinar una sèrie de variables mitjançant les corresponents correlacions. Fet això, es procedirà a realitzar una sèrie de comprovacions per garantir el correcte funcionament de l'equip. Els punts que es comprovaran són:

- Alçada de líquid al downcomer.
- Velocitat de goteig (weeping).

A continuació es defineixen els diferents paràmetres que apareixen en aquesta fase del disseny:

$A_c$ : àrea de la columna

$A_n$ : àrea de separació entre fases o àrea neta

$A_d$ : àrea del downcomer

$A_p$ : àrea de pas de líquid

$A_p$ : àrea perforable

$A_h$ : àrea dels forats

$A_a$ : àrea activa

A la figura 11.9 es pot veure un esquema gràfic d'aquestes variables.

Primerament es torna a calcular  $A_c$  i  $A_n$  en funció del diàmetre de la columna. Seguidament es comencen a calcular els valors que prenen aquestes variables quan es treballa amb una columna de vàlvules.



Zona enriquiment i empobriment

$$A_c = \frac{\pi}{4} D_c^2 = 1,48 \text{ m}$$

$$A_n = 0,9 A_c = 1,33 \text{ m}$$

-Càlcul de l'àrea de downcomer ( $A_d$ ):

Acostuma a ser: [5-15 %]  $A_c$

Com a primera iteració es pren 5 %  $A_c$

$$A_d = 0,05 A_c = 0,074 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea activa ( $A_a$ ):

Es pot calcular aplicant

$$A_a = A_c - 2 A_d = 1,332 \text{ m}^2$$

-Càlcul de l'àrea dels forats ( $A_h$ ):

Acostuma a ser: 10 %  $A_a$

$$A_h = 0,1 A_a = 0,133 \text{ m}^2$$

-Càlcul del diàmetre dels forats amb vàlvules ( $d_h$ ):

Acostuma a ser : 50 - 100 mm.

Inicialment prenem:  $d_h = 70 \text{ mm}$ .

-Càlcul de distància entre forats ( $l_p$ ) i determinació de la seva disposició:

Acostuma a ser: [1,5 - 5]  $D_h$

Inicialment es pren:  $l_p = 2,5 D_h = 0,175 \text{ m}$

Es treballarà amb malla quadrada.

-Relació  $A_h / A_p$ :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \left( \frac{d_h}{l_p} \right)^2 = 0,144$$

Amb aquest valor es pot determinar l'àrea perforable:  $A_p = 0,92 \text{ m}^2$

Per tant,  $A_p < A_a$  i els forats amb vàlvules caben al plat.

Amb el simulador Hysys calculem el nombre de forats:

$$N_{forats} = \frac{A_h}{A_{forat}} = 175$$

Per tant,  $A_{forat} = 7,6E-4 \text{ m}^2$

- Paràmetres del sobreeixidor:

Per realitzar la simulació amb Hysys s'ha fixat una alçada de sobreeixidor  $h_w = 50 \text{ mm}$ .

La longitud calculada pel simulador és de:  $l_w = 0,78 \text{ m}$ .

A la figura 12.11 es pot veure la definició de les següents variables del sobreeixidor:

$l_w$ : longitud del sobreeixidor

$\Theta_c, l_n$  = paràmetres pel fabricant

H: distància sobreeixidor - centre columna

Aquests paràmetres es poden determinar aplicant les següents relacions:

$$\sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{\left(\frac{l_w}{2}\right)}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} = 0,27 \quad \theta_c = 31,32^\circ$$

$$\cos\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = \frac{H}{\left(\frac{D_c}{2}\right)} \quad H = 0,66 \text{ m}$$

$$l_n = \frac{D_c}{2} - H = 0,026 \text{ m}$$

Finalment per acabar aquesta part del disseny es definiran les últimes variables corresponents al downcomer back-up

A la figura 12.12 es pot veure una definició gràfica de les variables del downcomer back-up

$L_t$ : separació entre plats

$h_w$ : alçada del sobreeixidor

$h_{bc}$ : alçada del líquid al sobreeixidor

$h_{ap}$ : alçada sota el sortint del downcomer

El valor d'aquestes variables s'han obtingut mitjançant el simulador hysys:

#### Zona enriquiment i empobriment

$l_t = 0,6 \text{ m.}$

$h_w = 0,05 \text{ m.}$

$h_{ap} = 0,0381$

Gruix del plat = 0,0032 m.

Densitat del material de la vàlvula = 8000 Kg / m<sup>3</sup>

Gruix del material de la vàlvula = 1,524 mm.

COMPROVACIÓ DEL FENÒMEN DE GOTEIG

El fenomen del goteig apareix quan la velocitat ascensional del vapor no es suficientment alta. Per verificar que aquest problema no es produeix a la columna es calcula la velocitat mínima del vapor que permet un correcte funcionament de la columna ( $\hat{U}_n$ , valor límit). Aquest valor, posteriorment, es compara amb la velocitat real del vapor per veure si en el cas considerat apareix el problema:

Per determinar  $\hat{U}_n$  s'aplica la següent correlació:

$$\hat{U}_n = \frac{k_2 - 0,9(90,4 - d_h)}{\rho_v^{0,5}}$$

On:

$\hat{U}_n$ : velocitat mínima del vapor perquè no es produeixi goteig, m / s

$d_h$ : diàmetre dels forats, mm

$\rho_v$ : densitat del vapor, Kg/m<sup>3</sup>

$k_2$ : paràmetre a determinar amb figura 12.13

$h_{ow}$  és l'alçada de líquid que hi ha per sobre del sobreeixidor. Una expressió vàlida pel seu càlcul és la següent:

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_L l_w} \right)^{2/3}$$

On:

$L_w$ : cabal màssic de líquid, Kg / s

$\rho_L$ : densitat del líquid, Kg/m<sup>3</sup>

$l_w$ : longitud del sobreeixidor, m

Cal remarcar, que el cabal màssic de líquid és diferent en cada plat, per tant, el que es fa, es escollir el més gran de la zona i treballar amb aquest per assegurar que no produeixi goteig en cap de les etapes.

La velocitat ascensional del vapor a través dels forats es pot calcular amb:

$$U_h = \frac{V}{A_h}$$

Llavors:

si  $U_h < \hat{U}_n$  es produirà goteig

si  $U_h > \hat{U}_n$  es produirà goteig

Tot seguit, es presenten els resultats per cadascuna de les zones:

#### Zona enriquiment

$$h_{ow} = 14,05 \text{ mm}$$

$$h_{ow} + h_w = 64,05 \text{ mm} \quad k_2 = 30,4$$

$$\hat{U}_n = 8,97 \text{ m/s}$$

$$U_h = 31,12 \text{ m/s}$$

$U_h > \hat{U}_n$ , per tant, no es produirà goteig

#### Zona empobriment

$$h_{ow} = 22,36 \text{ mm}$$

$$h_{ow} + h_w = 72,36 \text{ mm} \quad k_2 = 30,7$$

$$\hat{U}_n = 12,66 \text{ m/s}$$

$$U_h = 18,57 \text{ m/s}$$

$U_h > \hat{U}_n$ , per tant, no es produirà goteig

COMPROVACIÓ DE L'ALÇADA DE LÍQUID AL DOWNCOMER

S'ha de comprovar la següent condició:

$$H_{bc} < 0,5 (l_t + h_w)$$

On:

$l_t$ : separació entre plats, m

$h_w$ : alçada del sobreeixidor, m

$h_{bc}$ : alçada de líquid al downcomer, m

L'alçada de líquid al downcomer es pot llegir al Hysys i, per cada zona de la columna, pren els següents valors:

$$H_{bc}, \text{ zona rectificació} = \text{downcomer back - up} = 0,147 \text{ m}$$

$$H_{bc}, \text{ zona rectificació} = \text{downcomer back - up} = 0,147 \text{ m}$$

Zona rectificació i empobriment

$$0,5 (0,6 + 0,05) = 0,325 > h_{bc} \quad \text{OK!!}$$

EFICACIA ALS PLATS

Per determinar l'eficàcia amb que treballen els plats de la columna s'aplicarà la correlació de Van Winkle (Eficàcia de Murphy):

$$E_{mv} = 0,07 D_g^{0,14} \cdot S_c^{0,25} \cdot Re^{0,08}$$

$$D_g = \frac{\sigma_L}{\mu_L u_v}$$

$$S_c = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{LK}}$$

$$Re = \frac{h_w u_v \rho_v}{\mu_L A_F}$$

On:

$\sigma_L$ : tensió superficial del líquid, N/m

$\mu_L$ : viscositat del líquid, N/m<sup>2</sup> s

$\rho_L$ : densitat del líquid, Kg/m<sup>3</sup>

$\rho_v$ : densitat del vapor, Kg/m<sup>3</sup>

$U_v$ : velocitat superficial del vapor a la columna, m/s

$D_{LK}$ : difusivitat component clau al líquid, m<sup>2</sup> /s

$h_w$ : alçada del sobreexidor, m

$A_F$ : àrea fraccional ( $A_h/A_c$ )

Tot seguit es mostren els valors d'aquestes variables i el resultat obtingut a l'aplicar-les sobre les equacions esmentades:

### Zona rectificació

$$h_w = 0,05 \text{ m}$$

$$A_F = 0,089$$

$$\sigma_L = 0,049$$

$$\mu_L = 0,536E-3 \text{ Kg/m s}$$

$$\rho_L = 965,14 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_v = 1,8 \text{ Kg/m}^3$$

$$U_v = 1,55 \text{ m/s}$$

$$D_{LK} = \frac{1,173E-16(\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} = \frac{1,173E-16(1 \cdot 74)^{0,5} \cdot 348,2}{0,536E-3 \cdot 0,054^{0,6}} = 3,77E-9 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_g = 58,98$$

$$S_c = 147,3$$

$$Re = 2924,28$$

$$E_{mv} = 0,82$$

Zona empobriment

$$H_w = 0,05 \text{ m}$$

$$A_F = 0,089$$

$$\sigma_L = 0,046$$

$$\mu_L = 0,846E-3 \text{ Kg/m s}$$

$$\rho_L = 951,03 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_v = 0,95 \text{ Kg/m}^3$$

$$U_v = 1,83 \text{ m/s}$$

$$D_{LK} = \frac{1,173E - 16(\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} = \frac{1,173E - 16(1 \cdot 74)^{0,5} \cdot 361,8}{0,846E - 3 \cdot 0,054^{0,6}} = 2,48E - 9 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_g = 29,71$$

$$S_c = 358,7$$

$$Re = 1154,47$$

$$E_{mv} = 0,86$$

El resultat obtingut sembla força coherent, ja que l'eficàcia és menor a la zona d'enriquiment degut, probablement, a que es treballa amb més quantitat de vapor; fet que segurament provoca més arrossegament de líquid que no pas a la zona d'empobriment, on el cabal de vapor és força inferior al del líquid i, per tant, s'obté una millor eficàcia.

Una vegada obtingudes aquestes dues eficàcies es realitza la mitja i es tracta el resultat obtingut com una eficàcia global que servirà per poder determinar el nombre real de plats de que constarà la columna:

$$E_{mvm} = 0,84$$

Amb això es calcula el nombre de plats reals de la columna:

$$N_{\text{plats reals}} = N_{\text{plats teòrics}} / E_{mvm} = (18 \text{ plats} + 1 \text{ condensador parcial}) / 0,84 + 1 \text{ caldera} = 11 + 1 = 23,6 \approx 24$$



DISSENY MECANIC DE LA COLUMNA

Pel disseny mecànic de la columna es determinarà:

- 1.-Alçada a fons i caps de la columna
- 2.-Disseny del gruix de paret per pressió
- 3.-Disseny del gruix de paret per la força del vent
- 4.-l'aïllant
- 5.-Pes de la columna

1.-Alçada a fons i caps de la columna

Per calcular-la s'ha de fixar un temps de residència pel líquid al fons de columna. Es pren un temps de 10 min = 0,167 h. Amb això i el cabal volumètric que surt de la columna per la part inferior, es pot calcular el volum de líquid al fons:

$$V_{\text{líquid}} = 4,6626 \text{ m}^3/\text{h} * 0,167 \text{ h} = 0,78 \text{ m}^3$$

Amb aquest volum es pot estimar l'alçada del líquid al fons de la columna:

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{cilindre}} + V_{\text{torisesferic}}$$

$$V_{\text{cilindre}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 \cdot t$$

$$V_{\text{torisesferic}} = 0,0778 D_c^3$$

Com que el diàmetre de la columna es conegut, es pot estimar t:

$$t = 0,4 \text{ m}$$

I també l'alçada del fons torisfèric:

$$h = \frac{V}{A} = \frac{0,0778 D_c^3}{0,842 D_c^2} = 0,127 \text{ m}$$

Per tant, l'alçada de líquid al fons de columna és:

$$h_L = h + t = 0,527 \text{ m}$$

Finalment, es fixa una distància entre el primer plat i la sortida superior de la columna:

$$h_v = 0,5 \text{ m}$$

I es calcula novament l'alçada del cap torisfèric:

$$h' = \frac{V}{A} = \frac{0,0778 D_c^3}{0,842 D_c^2} = 0,127 \text{ m}$$

Amb això, ja es pot calcular l'alçada de la columna

$$N^\circ \text{ plats total} = 24$$

$$\text{Alçada de plats} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Alçada de plats} = 14,4 \text{ m}$$

$$\text{Distància primer plat – sortida superior} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Distància darrer plat – líquid fons} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Alçada líquid fons} = 0,527 \text{ m}$$

$$h_t(\text{columna}) = 16 \text{ m}$$

Com a material de construcció s'utilitzarà l'acer inoxidable del tipus **AISI-316L**, ja que és un dels materials més utilitzats per a la construcció d'equips en la indústria química.

A la figura 12.9 es pot llegir la composició nominal i la màxima tensió admissible

**Composició nominal: 16Cr – 12Ni – 2Mo**

**Tensió màxima admissible, S ( $T_{dis} = 302\text{ °F}$ ): 13300 psi**

Pel que fa a les soldadures, s'utilitzarà radiografiat parcial i soldadura simple. Tot seguit es presenta una taula on es pot llegir el factor de soldadura (E):

A la taula 11.19 es poden llegir els diferents factors de soldadura.

L'acabat interior i exterior de la torre es farà posant un àcid per eliminar les vores de soldadura (decapat).

## 2.-Disseny del gruix de paret per pressió

Per determinar el gruix necessari per efecte de la pressió a la que esta sotmesa la columna s'ha seguit el codi de normes ASME per recipients a pressió.

És dissenya per pressió interna per tots els casos, ja que és superior a la externa:

$$P_{disseny} = P_{operació} + 2 \text{ atm} = 3 \text{ atm} = 44 \text{ psi}$$

Cal tenir en compte que els gruixos disponibles al mercat són: 3, 4, 5, 6, 8, 10, 12, 15, 20, 25, 30, 35 mm.

### **-Gruix de virola**

$$t = \frac{PD_s}{2(SE - 0,6P)} = 0,0026 \text{ m}$$

On:

P = Pressió màxima admissible, psi

R = radi intern, m

t = gruix mín de virola requerit, m

S = tensió màxima admissible, psi

E = factor de soldadura

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 4,12$  mm, però s'escull un gruix de **5 mm**, ja que és un gruix estandard de mercat.

La figura 12.2 mostra un esquema del mètode utilitzat.

#### - Gruix del fons i del cap toriesfèric:

Per determinar el gruix s'aplica la següent expressió:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

On:

P: pressió de disseny, psi

L =  $D_0$  , mm

E: factor de soldadura

M = 1,54 per fons toriesfèric

S: tensió màxima admissible, psi

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D = 1.372 \\ r = 10\% \cdot D = 0.1372 \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54 \quad \text{m}$$

S: 14508 psi

Pint: 3 bars = 44 psi

E: 0.85

t= 4,11 mm

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

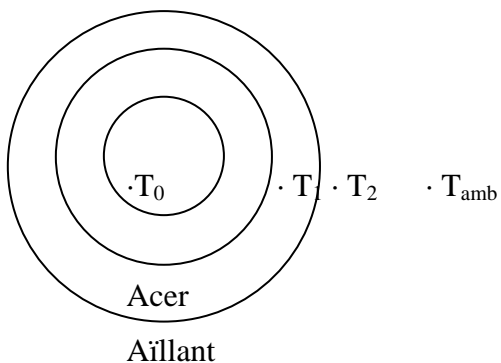
(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

t<sub>total</sub> = 5,8 mm , per tant s'utilitzara un gruix estandard de **6 mm**

La figura 12.1 mostra un esquema del mètode utilitzat.

#### 4.- Aïllant

Per fer l'aïllament de la columna s'ha escollit la llana de vidre. Per calcular el gruix s'ha utilitzat un programa que es diu ISOVER, de la casa comercial INDUVER.



On:

$$T_0 = 100,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_1 = 98 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 37 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{amb}} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

S'utilitzarà el Panel PI – 156 amb un recobriments exterior de xapa pintada obtenint una  $T_{\text{exterior}}$  de la columna de  $37 \text{ }^{\circ}\text{C}$

El gruix calculat és de **30 mm**

Un cop calculat el gruix de l'aïllant es recalcula de nou l'espessor total de la columna

$$t_{\text{virola}} = 5 + 30 = 35 \text{ mm}$$

$$t_{\text{fons i cap}} = 6 + 30 = 36 \text{ mm}$$

### 5.1.-Disseny del gruix per la força del vent

Aquesta columna, degut a la seva elevada alçada, anirà situada a l'exterior; per tant, a banda de l'efecte que la pressió pugui tenir sobre la columna, aquesta s'ha de dissenyar també per aguantar l'efecte de la força del vent. Per fer-ho, és necessari definir les següents expressions:

$$M = V \cdot h_p$$

$$V = P_w D_c H$$

$$M_T = M - h_T (V - 0,5 P_w D_c h_T)$$

On:

M: és el moment màxim, Kg cm

V: és la força aplicada, Kg

$P_w$ : és la pressió del vent =  $0,0145 \text{ Kg} / \text{s}^2$

$D_c$ : és el diàmetre de la columna, tenint en compte el gruix de l'aïllant, cm

$h_p$ : és l'alçada del punt on s'aplica la força, meitat de l'alçada a tractar, cm

$H$  es l'alçada total, cm

$h_T$ : és l'alçada determinada, cm

$M_T$ : és el moment a l'alçada  $h_p$ , Kg cm

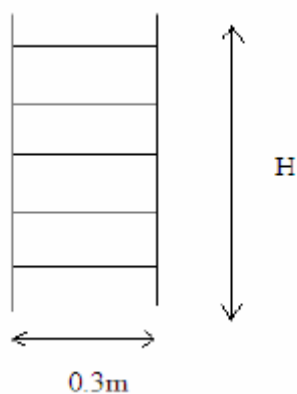
Tot seguit, es calcula el moment de la columna, el de l'escala i el de la plataforma. Tant l'escala com la plataforma s'instal·laran a la columna per garantir l'accessibilitat.

*Moment de la columna:*

$$V = 3264,24 \text{ Kg}$$

$$M = 2611392 \text{ Kg cm}$$

*Moment de la escala:*



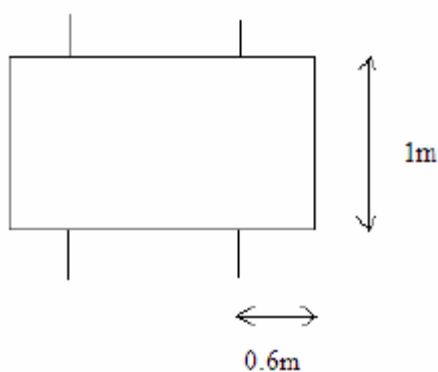
$$V = 696 \text{ Kg}$$

$$M = 556800 \text{ Kg cm}$$

Veure figura 12.14

*Moment de les plataformes:*

Es col·locarà una escala cada 5 metres, tal i com s'indica a la figura 12.15



$$V = 87 \text{ Kg}$$

$$M = 4350 \text{ Kg cm}$$

Ara ja podem fer la suma dels 3 moments i de les 3 forces:

$$V = 4395,24 \text{ Kg}$$

$$M = 3189942 \text{ Kg cm}$$

Finalment es pot calcular el moment total:

$$M_T = 1231398 \text{ Kg cm}$$

→Gruix a afegir a la columna per la força del vent: (Figura 12.15)

$$t_w = \frac{12M_T}{R^2 \pi SE} = 8,4 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{otal}} = 10,82 \text{ mm}$  , per tant s'utilitzarà un gruix estàndard de **12 mm**

→Faldó: (Figura 12.16)

És col·locarà un faldó de 1,2 m d'alçada on estarà inserida i subjectada la columna amb diferents suports

## 6.- Pes de la columna

A continuació es presenten les equacions necessàries per determinar el pes de la columna:



$$A_{\text{lateral}} = \pi \cdot D_c \cdot L$$

$$A_{\text{toriesfèric}} = 0.842 \cdot D_c^2$$

$$\text{Pes} = \text{àrea} \cdot \text{gruix} \cdot \rho$$

Tot seguit s'apliquen aquestes expressions a cada zona de la columna per determinar el pes de l'aïllament, de la columna, de les plataformes, de les escales i dels plats. Amb això, es pot calcular el pes de la columna buida, plena d'aigua i d'operació:

• *Pes columna buida*

→ Pes aïllant

$$\rho_{\text{aïllant}} = 20 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{aïllant}} = \rho_{\text{PI-156}} \cdot ( (\pi \cdot D_c \cdot L) + (0,842 \cdot D_c^2) ) \cdot \text{gruix}_{\text{aïllant}}$$

$$\text{Pes}_{\text{aïllant}} = 1414,52 \text{ Kg}$$

→ Pes columna

$$\rho_{\text{AISI-316}} = 7850 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{columna}} = \rho_{\text{AISI-316}} \cdot ( (\pi \cdot D_c \cdot L) \cdot \text{gruix}_{\text{virola}} + (0,842 \cdot D_c) \cdot \text{gruix}_{\text{toriesfèric}} )$$

$$\text{Pes}_{\text{columna}} = 2761,25 \text{ Kg}$$

→ Pes plats

$$N_{\text{plats}} = 22$$

$$\rho_{\text{AISI-316}} = 7850 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Àrea}_{\text{plats}} = 1,478 \text{ m}^2$$

$$\text{gruix}_{\text{plats}} = 0.0032 \text{ m}$$

$$\text{Pes}_{\text{plats}} = N_{\text{plats}} \cdot \rho_{\text{AISI-316}} \cdot \text{Àrea}_{\text{plats}} \cdot \text{gruix}_{\text{plats}}$$

$$\text{Pes}_{\text{plats}} = 816 \text{ Kg}$$

→ Pes escales

$$N^{\circ}_{\text{escales}} = 1$$

$$\text{Pes 1 escala} ( 60 \text{ Kg} )$$

$$\text{Pes}_{\text{escales}} = N^{\circ}_{\text{escales}} \cdot \text{Pes}_{\text{escala}}$$

$$\text{Pes}_{\text{escales}} = 60 \text{ Kg}$$

→Pes plataformes

$$N^{\circ}_{\text{plataformes}} = 5$$

Pes 1 plataforma ( 230 Kg)

$$Pes_{\text{plataformes}} = N^{\circ}_{\text{plataformes}} \cdot Pes_{\text{plataforma}}$$

$$Pes_{\text{plataformes}} = 1150 \text{ Kg}$$

$$Pes_{\text{columna buida}} = Pes_{\text{aillant}} + Pes_{\text{columna}} + Pes_{\text{plats}} + Pes_{\text{escales}} + Pes_{\text{plataformes}}$$

$$Pes_{\text{columna buida}} = 6201,77 \text{ Kg}$$

• *Pes columna en operació*

$$\rho_{\text{líquid}} = 979,7 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$V_{\text{columna}} = 2 \cdot 0.0778 \cdot D_c^3 + \pi/4 \cdot D_c^2 \cdot \text{altura total} = 24,05 \text{ m}^3$$

$$Pes_{\text{líquid operació}} = 0.5 \cdot V_{\text{columna}} \cdot \rho_{\text{líquid}} = 11780,89 \text{ Kg}$$

$$Pes_{\text{columna operació}} = Pes_{\text{columna buida}} + Pes_{\text{líquid operació}}$$

$$Pes_{\text{columna operació}} = 17982,66 \text{ Kg}$$

• *Pes columna amb aigua*

$$\rho_{\text{aigua}} = 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$Pes_{\text{aigua}} = V_{\text{columna}} \cdot \rho_{\text{aigua}} = 24050 \text{ Kg}$$

$$Pes_{\text{columna aigua}} = Pes_{\text{columna buida}} + Pes_{\text{aigua}}$$

$$Pes_{\text{columna aigua}} = 30251,77 \text{ Kg}$$

RESULTATS DE LA COLUMNA

Tot seguit es mostra una taula amb els resultats més rellevants del disseny. Un esquema més acurat de la columna es troba en el full d'especificacions.

<b>Columna C - 302</b>	
$P_{\text{diseny}}$ (atm)	3
$T_{\text{diseny}}$ (°C)	151
$D_{\text{columna}}$ (m)	1,371
$N_{\text{plats}}$	22
Distància entre plats (m)	0,6
alçada total (m)	16
Gruix cilindre (mm)	5
Gruix fons i caps toricsfèric (mm)	6
Gruix aïllant (mm)	30
Tipus de distribuïdor VEPW (splash-plate distrib)	VEPW (splash-plate distrib)
Pes total columna buida (kg)	6201,77
$P_{\text{columna}}$ operació (kg)	17982,66
$P_{\text{columna}}$ amb agua (kg)	30251,77
$D_{\text{col,ext}} = D_c + 2 \cdot t_{\text{aisl}} + 2 \cdot t_{\text{virola}}$ (m)	1,442

Taula 11.24

### **11.2.3.- Disseny de columnes d'absorció**

#### **11.2.3.1.- Columna C-401**

Per dissenyar la columna d'absorció C-401 s'ha utilitzat el simulador hysys, que ens permet realitzar el disseny de columnes molt acuradament.

El primer pas ha estat l'elecció del tipus de columna (plats o rebliment). A continuació es mostren els criteris que s'han seguit per determinar el tipus de columna:

Condicions que afavoreixen l'ús de les columnes de plats:

- Diàmetres de columna grans ( $> 0,76$  m.)
- Cabals grans
- Temps de residència del líquid gran.
- Més versatilitat i facilitat en modificacions.
- Millor caracterització de l'eficiència.
- Versatilitat en modificacions de corrents energètics.

Condicions que afavoreixen les columnes de rebliment:

- Diàmetres de columna petits ( $< 0,76$  m.)
- Destil·lacions a baixes pressions.
- Substàncies corrosives o que formen molta escuma.
- Obtenció de baixes pèrdues de càrrega.
- Tecnologia en clara evolució.

Cal remarcar que el factor més decisiu que determina el tipus de columna, és el diàmetre. Per tant, abans de realitzar una elecció s'han fet uns càlculs previs per tal de determinar el diàmetre de la columna.

**11.2.3.1.1- Determinació del diàmetre de la columna**

Es calcula el diàmetre de la columna fent la suposició que es treballa amb una columna de rebliment, i si el diàmetre surt més petit de 0,76 m, la suposició inicial es correcta.

Podrem calcular el diàmetre utilitzant la figura 13-4 General Flooding de Eckert Chem. Eng. Porg (1970):

En primer lloc es calcula l'abcisa sabent els cabals de líquid i de gas i les seves densitats.

$$abcisa = \frac{L}{G} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

on :

L es el cabal de líquid (lb/ft)

G és el cabal de gas (lb/ft)

$\rho_G$  és la densitat del gas (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_L$  és la densitat del líquid (lb/ft<sup>3</sup>)

Tot seguit es procedeix a calcular la  $\Delta P$  (inches H<sub>2</sub>O / ft rebliment) amb la següent correlació:

$$\Delta P = \alpha \cdot (10^{\beta \cdot L}) \cdot \left( \frac{G^2}{\rho_G} \right)$$

On:

$\alpha$  i  $\beta$  són paràmetres d'un rebliment

G és el cabal de gas (lb/ft)

$\rho_G$  és la densitat del gas (lb/ft<sup>3</sup>)

Amb l'abcisa i la  $\Delta P$  es pot llegir l'ordenada:

$$\text{ordenada} = \frac{G \cdot F \cdot \varphi \cdot \mu^{0,2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c}$$

On:

$G$  és el cabal de gas per secció ( $\text{kmol}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$ )

$F$  factor de rebliment

$\varphi$  és el quocient de les densitats de l'aigua i del líquid de procés.

$\mu$  és la viscositat del fluid (cP)

$g_c$  és una constant:  $32,2 \text{ lb} \cdot \text{ft}/(\text{lb}_f \cdot \text{s}^2)$

Aïllant el cabal màssic per secció ( $G$ ) es troba l'àrea de pas de la columna i d'aquí es pot trobar el diàmetre.

Amb aquests càlculs s'obté:

$$D=0,45\text{m}$$

Per tant la suposició d'utilitzar una columna de rebliment és la correcta ja que el diàmetre no supera 0,7 m

#### 11.2.3.1.2.- Selecció del tipus de flux a la columna

L'objectiu en seleccionar un o un altre tipus de flux és aconseguir un òptim contacte entre vapor i líquid. Encara que també són importants altres factors com assolir una interessant alçada de líquid per aconseguir una bona transferència de matèria (eficàcia elevada).

Per les condicions de columna s'ha decidit utilitzar un flux creuat, ja que es caracteritza per una bona transferència de matèria entre fases.

**11.2.3.1.3.- Selecció del tipus de rebliment**

Les principals característiques d'un rebliment són :

- 1- Donar una àrea superficial de contacte entre el gas i el líquid elevada.
- 2- Tenir una estructura oberta que ofereixi poca resistència al flux de gas.
- 3- Promoure distribució uniforme del líquid a la superfície del rebliment.
- 4- Promoure flux de gas uniforme a través de la secció de pas de la columna.

Existeixen dos tipus principals de rebliments :

- rebliments uniformes
- rebliments aleatoris

Els uniformes són útils ja que tenen estructures molt obertes, oferint molt poca pèrdua de càrrega al gasos, útils per casos amb grans velocitat de gasos (com torres de refrigeració)

Els aleatoris són els mes comuns industrialment.

Com que en el nostre cas no tenim grans velocitat de vapor utilitzarem rebliment de tipus no uniforme.

Concretament escollirem anells de plàstic 'pall rings metal random' ja que al ser de metall permeten tenir les parets mes fines i per tant augmentar l'àrea de contacte. La forma ipus pall consisteix bàsicament en ser igual que els rashing (anells) però que tenen obertures, cavitats al mig del cilindre, també permetent més àrea de contacte gas-líquid, a canvi d'augmentar les pèrdues de pressió.

El mida del rebliment ve donat segons el diàmetre de la columna amb la següent taula:

Diàmetre columna	Mida del rebliment
< 0,3 m	< 25 mm (1 in)
0,3 – 0,9 m	25 – 38 mm (1 – 1,5 in)
> 0,9 m	50 – 75 mm (2 – 3 in)

Taula 11.25

Per tant, en el nostre cas, escollim una mida de 25 mm

#### 11.2.3.1.4- Determinació de l'alçada de la columna

Per què el càlcul sigui més senzill es tracta, tot i ser una columna d'absorció empacada, com si fos amb etapes teòriques d'equilibri i després es converteix aquest valor a alçada de rebliment.

L'alçada equivalent d'una etapa d'equilibri (HETP) és l'alçada que donaria la mateixa separació que un plat., i és constant al llarg de la columna.

##### 11.2.3.1.4.1- Determinació de l'alçada teòrica d'un plat (HETP)

Per una primera aproximació se'ns dona aquesta taula d'equivalències orientatives entre mida del rebliment i alçada teòrica de plat:

Mida del rebliment (mm)	HETP (m)
25 (1 in)	0,4 – 0,5 m
38 (1,5 in)	0,6 – 0,75 m
50 (2 in)	0,75 – 1 m

Taula 11.26



Amb els valors de les variables adients aconseguits amb el simulador Hysys, i emprant la correlació de Norton, s'obté un valor de  $HETP = 0,438$

#### *11.2.3.1.4.2.- Determinació del número de unitats de transferència globals del gas( $N_{OG}$ )*

Aquest paràmetre pot ser calculat de diverses maneres. Una de les més utilitzades és amb pressions parcials del solut dins de gas amb la resolució de la següent integral.

$$N_{OG} = \int \frac{dp}{p - p_e}$$

Quan la línia operativa i la d'equilibri són quasi rectes, i això es pot assumir quan es tracta de sistemes diluïts, el número d'unitats de transferència ve donat per:

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_{ml}}$$

On:

$y_1$  i  $y_2$  són els valors de les fraccions màssiques de solut a l'entrada i a la sortida

$\Delta y_{ml}$  és la mitjana logarítmica entre aquests i els valors a l'equilibri.

I amb els valors trobats amb el Hysys s'aconsegueix una  $N_{OG} = 4$

#### *11.2.3.1.4.3.- Alçada de la columna.*

$$Z = N_{OG} \cdot HETP$$

D'aquesta manera  $Z = 4 \cdot 0,438 \text{ m}$

Per tant l'alçada de la columna serà de 1,75 m

#### 11.2.3.1.5.- Pèrdues de càrrega

El càlcul de les pèrdues per pressió en una columna de rebliment són força importants. Amb el simulador Hysys d'on s'obté la pèrdua de pressió en cada metre de columna, es pot saber la pèrdua de pressió global:

$$\Delta P_{\text{total}} = dP \cdot Z$$

On :

$dP$  és la pèrdua de pressió per longitud (KPa/m)

$Z$  és l'alçada de la columna (m)

I amb els nostres valors :

$$\Delta P_{\text{total}} = 0,1 \text{ KPa/m} \cdot 1,75 \text{ m} = 0,17 \text{ KPa}$$

#### 11.2.3.1.6.- Disseny mecànic de l'absorbidor

El disseny mecànic de qualsevol equip es porta a terme a partir de la temperatura i la pressió de disseny, i aquestes són:

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} + 2 \text{ atm} = 2 \text{ °C} + 5 \text{ atm} = 73,4 \text{ psi}$$

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{operació}} + 50 \text{ °C} = 30 \text{ °C} + 50 \text{ °C} = 80 \text{ °C} = 176 \text{ °F}$$

Com a material de construcció s'utilitzarà l'acer inoxidable del tipus **AISI grade 316L** ja que és un dels materials més utilitzats per a la construcció d'equips en la indústria química.

A la figura 12.9 es pot llegir la composició nominal i la màxima tensió admissible

**Composició nominal: 16Cr – 12Ni – 2Mo**

**Tensió màxima admissible, S ( $T_{dis} = 176^{\circ}F$ ): 18100 psi**

Pel que fa a les soldadures, s'utilitzarà radiografiat parcial i soldadura simple.

A la taula 11.19 es poden llegir els diferents factors de soldadura.

Per determinar el gruix necessari per efecte de la pressió a la que està sotmès el bescanviador s'ha seguit el codi de normes ASME per recipients a pressió.

És dissenya per pressió interna per tots els casos, ja que és superior a la externa:

Cal tenir en compte que els gruixos disponibles al mercat són: 3, 4, 5, 6, 8, 10, 12, 15, 20, 25, 30, 35 mm.

**-Gruix de virola:**

$$t = \frac{PD_c}{2(SE - 0,6P)} = 1,09 \text{ mm}$$

On:

P = Pressió màxima admissible, psi

$D_s$  = Diàmetre de columna, mm

t = gruix mín de carcassa requerit, mm

S = tensió màxima admissible, psi

E = factor de soldadura

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

$(0,07 \cdot t)$  mm → per defectes de construcció

$(0,1 \cdot t)$  mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 2,27$  mm, però s'escull un gruix de **3 mm**, ja que és un gruix estàndard de mercat.

### - Gruix de cap i fons toriesfèric:

Per determinar el gruix s'aplica la següent expressió:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} = 1,91 \text{ mm}$$

On:

P: pressió de disseny, psi

$L = D_c$ , mm

E: factor de soldadura

$M = 1,54$  per fons toriesfèric

S: tensió màxima admissible, psi

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D = 0,472 \\ r = 10\% \cdot D = 0,0472 \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 3,23 \text{ mm}$  , per tant s'utilitzarà un gruix estàndard de **4 mm**

### - Pes de l'absorbidor:

A continuació es presenten les equacions necessàries per determinar el pes de l'absorbidor:

$$A_{\text{lateral}} = \pi \cdot D_c \cdot L$$

$$A_{\text{toriesfèric}} = 0.842 \cdot D_c^2$$

$$\text{Pes} = \text{àrea} \cdot \text{gruix} \cdot \rho$$

Tot seguit s'apliquen aquestes expressions això el pes de l'absorbidor buit, ple d'aigua i en operació:

#### • Pes absorbidor buit

$$\rho_{\text{AISI-316}} = 7850 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{absorbidor}} = \rho_{\text{AISI-316}} \cdot (\pi \cdot D_c \cdot L) \cdot \text{gruix}_{\text{virola}} + (0,842 \cdot D_c) \cdot \text{gruix}_{\text{toriesfèric}}$$

$$\text{Pes}_{\text{absorbidor}} = 73,66 \text{ Kg}$$

$$\text{Pes}_{\text{absorbidor buit}} = \text{Pes}_{\text{absorbidor}} = 73,66 \text{ Kg}$$

#### • Pes absorbidor en operació

$$\rho_{\text{líquid}} = 803,66 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$V_{\text{absorbidor}} = 2 \cdot 0.0778 \cdot D_c^3 + \pi/4 \cdot D_c^2 \cdot \text{altura total} = 0,323 \text{ m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{líquid operació}} = 0.5 \cdot V_{\text{absorbidor}} \cdot \rho_{\text{líquid}} = 129,76 \text{ Kg}$$

$$P_{\text{Sabsorbidor operació}} = P_{\text{Sabsorbidor buida}} + P_{\text{Slíquid operació}}$$

$$P_{\text{Sabsorbidor operació}} = 203,41 \text{ Kg}$$

• *Pes absorbidor amb aigua*

$$\rho_{\text{aigua}} = 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$P_{\text{Saigua}} = V_{\text{absorbidor}} \cdot \rho_{\text{aigua}} = 323 \text{ Kg}$$

$$P_{\text{Sabsorbidor aigua}} = P_{\text{Sabsorbidor buit}} + P_{\text{Saigua}}$$

$$P_{\text{Sabsorbidor aigua}} = 396,66 \text{ Kg}$$

### 11.2.3.1.6.- Resultats de la columna

Tot seguit es mostra una taula amb els resultats més importants del disseny. Un esquema més acurat de l'absorbidor es troba en el full d'especificacions.

<b>Absorbidor C-401</b>	
$P_{\text{diseny}} \text{ (atm)}$	5
$T_{\text{diseny}} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	80
$D_{\text{absorbidor}} \text{ (m)}$	0,472
$N_{\text{OG}}$	4
HETP, m	0,438
alçada total (m)	1,752
Gruix cilindre (mm)	3
Gruix i caps toricsferic(mm)	4
Pes total absorbidor buit(kg)	73,66
$P_{\text{absorbidor}} \text{ operació (kg)}$	203,41
$P_{\text{absorbidor}} \text{ amb aigua (kg)}$	396,66
$D_{\text{col,ext}}=D_c + 2 \cdot t_{\text{virola}} \text{ (m)}$	0,475

Taula 11.27

**11.3.- DISSENY DELS TANCS**

S'han dissenyat tots els tancs de planta segons el codi ASME, a continuació hi ha dos exemples de càlcul que representen tots els tancs de la planta. En primer lloc hi ha el càlcul d'un tanc de metanol i posteriorment el tanc CO. El tanc de CO es l'únic que té una camisa al vuit i s'ha dissenyat a pressió externa. Per tots els tancs pulmó, tancs d'espera, tancs control qualitat... , s'ha seguit el codi ASME igual que en l'exemple del metanol.

**11.3.1.- Disseny de tancs de metanol**

El tanc de metanol està dissenyat com un tanc cilíndric vertical de tres metres de diàmetre i deu metre d'alçada. El tanc de metanol està dissenyat a pressió atmosfèrica. S'ha tingut la pressió que exerceix la columna de líquid, en aquest cas de metanol. Per a la determinació del guix de la paret del tanc només s'ha dissenyat a pressió interna, ja que no hi ha cap pressió externa que influeixi en el tanc. El tanc s'ha dissenyat amb acer inoxidable AISI 316L.

**- Determinació del nombre i de la mida dels tancs de metanol**

cabal metanol (m <sup>3</sup> /h)	6,53
Temps d'estoc (dies)	3
Volum necessari (m <sup>3</sup> )	470,21
Nº de tancs	7,39
Volum tanc (m <sup>3</sup> )	70,69
Volum tanc en operació (90%) (m <sup>3</sup> )	63,62
Temperatura d'emmagatzematge (°C)	25
Pressió d'operació (bar)	1,01

Taula 11.28

El nombre de tancs està calculat a partir del volum d'operació de cada tanc, no del volum total del tanc.

$$N^{\circ} = \frac{V_{total}}{V_{op}}$$

On:

$V_{total}$  = volum necessari d'estoc de metanol

$V_{op}$  = volum d'un tanc de metanol en operació

### - Determinació dels gruixos de paret

Per el càlcul del gruix de les parets de l'equip s'han utilitzat les normes del codi ASME.  
En primer lloc es fa el disseny del tanc i després de les tapes.

#### Càlcul del gruix del tanc a pressió interna

La fórmula a aplicar és la següent:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + c1 + c2$$

On:

$P$  = és la pressió de disseny interna, 3,01 Kg/cm<sup>2</sup>

$R$  = és el radi intern, 300 cm

$E$  = és el factor de soldadura = 0,85

$S$  = és l'esforç màxim del material, 5580 Kg/cm<sup>2</sup>

$c1$  = espessor associat a la corrosió = 0,1 cm

$c2$  = espessor associat per la tolerància a la fabricació = 0,1\*t; també es pot associar un 1mm a la tolerància a la fabricació



Així s'obté:

$$t = 3,18 \text{ mm}$$

La pressió de disseny està calculada a partir de:

**La pressió de treball  $P = \rho \cdot g \cdot h + 2 \text{ bar}$**

On:

$\rho$  = densitat del líquid : 811,56 kg/m<sup>3</sup> at

$g$  = acceleració de la gravetat : 9.81 m/s<sup>2</sup>

$h$  = columna de líquid: 10 m

Els gruixos de les xapes són estàndard. En aquest cas utilitzarem un gruix de 4 mm

#### Càlcul del gruix de fons a pressió interna

El fons del tanc és pla, s'ha dissenyat segons aquesta expressió, tot i que no defineix un fons pla, però s'ha adaptat:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + c1 + c2$$

On:

$P$  = és la pressió de disseny interna, 3,01 Kg/cm<sup>2</sup>

$L$  = és el radi de la circumferència , 1000 cm

$E$  = és el factor de soldadura = 0,85

$S$  = és l'esforç màxim del material, 5580 Kg/cm<sup>2</sup>

$c1$  = espessor associat a la corrosió = 0,1 cm

$c2$  = espessor associat per la tolerància a la fabricació = 0,1 \* gruix

$t$  = gruix del fons = 0,322 cm

Per dissenyar el tanc com un fons pla no s'ha considerat el factor M i s'ha tingut en compte una L de la mateixa alçada que el tanc per simular una tapa casi plana. En teoria hauria de ser una longitud de radi infinita per simular una tapa plana, però això és impossible.

#### Càlcul del gruix del sostre a pressió interna

En aquest cas, en el tanc de metanol el tanc esta dissenyat a la pressió de la columna de líquid, per tant el sostre no te que resistir cap pressió exercida per el fluid. Tot hi així s'ha dimensionat al mateix guix que el cilindre ja que per dalt hi ha una boca d'home.

#### **- Càlcul del volum del tanc**

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot H$$

On:

Di = diàmetre intern del tanc 3 m

H = alçada del tanc 10 m

V = volum del tanc 70 m<sup>3</sup>

#### **- Càlcul del pes del tanc**

Per calcular el pes de l'equip s'ha de tenir en compte el volum de material que necessita l'equip:

#### Càlcul de l'àrea de l'equip:

$$A = \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 + \pi \cdot \frac{D}{2} \cdot g$$

On:

$$A = \text{àrea del tanc } 109,5 \text{ m}^2$$

$$D = \text{diàmetre del tanc } 3 \text{ m}$$

$$H = \text{alçada del tanc } 10 \text{ m}$$

$$g = \text{longitud de la generatriu del con} : 1.73\text{m}$$

El primer terme és el càlcul l'àrea del cilindre exterior. En segon lloc es calcula l'àrea de la tapa inferior, que és una circumferència. L'últim terme de l'equació de l'àrea de la tapa superior del tanc, que es un con.

Una vegada calculada tota l'àrea del tanc, es multiplica l'àrea del tanc per el gruix real de l'equip.

$$V = A \cdot t$$

On:

$$V = \text{volum de material de construcció del tanc} : 0,44 \text{ m}^3$$

$$A = \text{àrea del tanc} : 109.5 \text{ m}^2$$

$$t = \text{gruix del tanc} : 4 \text{ mm}$$

Amb el volum de material necessari per construir el tanc es pot calcular el pes de l'equip vuit

$$P = V \cdot \rho$$

On:

$$P = \text{pes de l'equip} : 3440 \text{ kg}$$

$$\rho = \text{densitat del material } 7850 \text{ kg/m}^3$$

Pes de l'equip en operació:

$$P_{op} = P_{vuit} + P_{moh}$$

On:

$P_{vuit}$  = pes calculat anteriorment : 3440 kg

$P_{moh}$  = pes de metanol en el tanc

El pes de metanol en el tanc s'ha calculat amb el 90 % de volum de metanol a l'interior del tanc

Volum del tanc · densitat del metanol : 55067 kg

**- Determinació del diàmetre de les entrades i les sortides**

$$A = \frac{QL}{v}$$

On:

$A$  = àrea de la secció transversal del tub per on circula el fluid : (m<sup>2</sup>)

$QL$  = cabal volumètric del fluid (m<sup>3</sup>/s)

$v$  = velocitat a la que es vol que passi el fluid (m/s)

$$D = \sqrt{\frac{A \cdot 4}{\pi}}$$

On:

$A$  = àrea de la secció transversal del tub per on circula el fluid : (m<sup>2</sup>)

- El venteig està mesurat amb relació a la mida de la canonada de sortida del tanc. El diàmetre de sortida del tanc és de 2", per tant el diàmetre de la sortida per venteig és de 2,5"

El venteig d'emergència està calculat segons APQ1. Primer és calcula el cabal de gas produït en un emergència

$$m^3 \text{ per hora} = \frac{4,414 \times Q}{L \times \sqrt{M}}$$

On:

Q = calor rebut calculat KJ/h

L = calor latent de vaporització de metanol KJ/kg

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3$$

On:

Q = calor rebut per el recipient KJ/h

F = factor de reducció de dimensions

A = superfície humida: m<sup>2</sup>

Amb el cabal produït per hora, es calcula el diàmetre del venteig d'emergència de la mateixa forma que en l'apartat anterior. Aquest ventegi consisteix en una tabuladora de 200 mm amb una tapa que exerceix una pressió de 0,15 bar. La tapa és de 250 mm de diàmetre, ha de pesar 0,15 kg/cm<sup>2</sup>. Per tant es calcula l'àrea de la tapa:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

Es multiplica l'àrea de la tapa per la pressió de que ha d'exercir i s'obté el pes necessari d'aquesta. El material emprat per a la tapa és acer inoxidable (AISI 316L), per tant per obtenir el volum necessari de material per a la xapa:

$$V_{xapa} = \frac{P_{xapa}}{\rho_{mat}}$$

On:

Papa = el pes de la xapa necessari per exercir 0,15 bar

mat = densitat del acer ( $\text{kg/m}^3$ )

Una vegada s'ha obtingut el volum de la tapa, només cal:

$$H = \frac{V_{xapa}}{A_{xapa}}$$

On:

H = és l'alçada de la xapa (m)

Xapa = volum de la tapa ( $\text{m}^3$ )

Xapa = arrea de la xapa ( $\text{m}^2$ )

Una vegada es coneix l'alçada de la xapa, la tapa del venteig d' emergència està totalment dimensionada.

### **11.3.2.- Disseny de tancs de CO**

Els tancs de CO estan a  $-170^\circ\text{C}$  i a 10 bars per poder mantenir aquest gas líquid i reduir el volum d'emmagatzematge. Aquests tancs porten una camisa exterior al buit de 5mm i després porten un aïllant tèrmic de 10 cm de llana de roca. Aquests tancs estan situats de forma horitzontal. Tenen un diàmetre de 3m i una llargada de 12m. Per tant aquests tancs estan dissenyats a pressió interna i externa. Per saber les necessitats de CO es realitza de la mateixa manera que el metanol. Els fons dels tancs son hemisfèrics.

#### **Disseny del cilindre a pressió interna**

La fórmula a aplicar és la següent:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + c1 + c2$$

On:

$P$  = és la pressió de disseny interna,  $12,12 \text{ Kg/cm}^2$

$R$  = és el radi intern,  $300 \text{ cm}$

$E$  = és el factor de soldadura =  $0,85$

$S$  = és l'esforç màxim del material,  $5580 \text{ Kg/cm}^2$

$c1$  = espessor associat a la corrosió =  $0,1 \text{ cm}$

$c2$  = espessor associat per la tolerància a la fabricació =  $0,1 \cdot t$ ; també es pot associar  $1 \text{ mm}$  a la tolerància a la fabricació

Així s'obté:

$$t = 6,17 \text{ mm}$$

#### Disseny dels fons hemisfèric a pressió interna

La fórmula a aplicar és la següent:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,2 \cdot P} + c1 + c2$$

On:

$P$  = és la pressió de disseny interna,  $12,12 \text{ Kg/cm}^2$

$R$  = és el radi intern,  $300 \text{ cm}$

$E$  = és el factor de soldadura =  $0,85$

$S$  = és l'esforç màxim del material,  $5580 \text{ Kg/cm}^2$

$c1$  = espessor associat per la tolerància a la fabricació =  $0,1 \text{ cm}$

$c2$  = espessor associat a la corrosió =  $0,1 \cdot t$

Així s'obté:

$$t = 3,9 \text{ mm}$$

Disseny del cilindre a pressió externa

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \left( \frac{D_o}{t} \right)}$$

On:

- El disseny a pressió externa és un procés iteratiu, en el qual es suposa un valor de  $t$  (gruix) i a partir d'aquí es comprova si amb aquest gruix s'aguanta la pressió externa
- $D_o/t$  = diàmetre intern de l'equip dividit per el gruix suposat
- Per trobar el paràmetre  $B$  es troba gràficament amb el paràmetre  $A$  i la temperatura de treball
- Per trobar  $A$  necessitem conèixer  $L/D_o$  i  $D_o/t$ , on:

$$L = \text{llargada del cilindre del tanc (m)} + 1/3 \text{ de l'alçada de cada fons}$$

Una vegada es coneixen tots els paràmetres podem calcular  $P_a$ , si arriba a la pressió de 1bar està ben dimensionat, si esta per sota esta subdimensionat i si esta per sobre esta sobredimensionat.



Càlcul a P ext	Tanc d'emmagatzematge de CO
t (cm) assumit	1,7
Do (cm)	303,4
Do/(t-c1-c2)	196,52
longitud del tanc (cm)	900
h del tanc (cm)	150
L (cm)	1000
L/Do	3,3
Pressió externa (kg/cm2)	1
A	0,0001
B (bar)	170,07
Pa	1,15
t (mm) assumit	17

Taula 11.28

-Disseny dels fons a pressió externa

$$P_a = \frac{B}{R/t}$$

On:

Pa = és la pressió màxima que aguanta el fons en barg

$$R/t = \frac{Do + 2 \cdot t}{t}$$

B es calcula gràficament amb el paràmetre A, aquest es troba segons l'expressió:

$$A = \frac{0,125}{R/t}$$

Càlcul fons Pext	Tanc d'emmagatzematge de CO
t (cm)	1,7
R (cm)	303,4
R/t	178,47
A	0,000700396
B (psi)	15000
B (kg/cm <sup>2</sup> )	1034,48
Pa (kg/cm <sup>2</sup> )	5,8

Taula 11.29

Amb un gruix igual que el del cilindre el fons aguanta una pressió de 5,80 bar.

### **11.3.3.- Disseny de tancs d'acid acètic**

L'acid acètic té una temperatura de fusió molt alta (16°). A la zona franca al hivern la temperatura pot baixar d'aquesta. Es realitza un estudi per veure quina és la calor que es perd al hivern a les pitjors condicions.

En primer lloc esmentar que es fa servir de 10 cm de llana de roca com a aïllant. Es considera que les pitjors condicions exteriors poden ser.

$$T_{\max} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\min} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Els càlculs estan calculats tenint en compte que aquestes condicions es mantenen durant 3 dies seguits, sense intermitències. L'exemple de càlcul es per la temperatura mínima, ja que aquesta es la que pot dificultar la operació d'aquests tancs. Es calcula la calor segons:

$$q = -k \cdot \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

On:

q = calor que surt del tanc degut a la temperatura externa. 7,75 (kcal/h·m<sup>2</sup>)

k = conductivitat tèrmica de la llana de roca. 0,031 (kcal/h·m·°C)

ΔT=diferencia de temperatures entre l'interior i l'exterior. T<sub>int</sub>=25 °C i T<sub>ext</sub> = 0°C

Δx = gruix de l'aïllant. 0,1 m

Amb aquesta dada i tenint en compte que l'àcid acètic està 72 hores a la intempèrie i que l'àrea de contacte amb l'exterior és de 118,9 m<sup>2</sup>. Multiplicant la “q” trobada anteriorment per el temps i l'àrea de contacte la calor que surt del tanc és:

$$q = -66352,7 \text{ Kcal}$$

Amb aquesta dada es pot saber a la temperatura que estarà en tres dies a la intempèrie.

$$q = m \cdot Cp \cdot (T1 - T2)$$

On:

$$q = -66352,7 \text{ Kcal}$$

m = massa d'àcid acètic que hi ha emmagatzemada en el tanc. 71142 kg

Cp = capacitat calorífica de l'àcid acètic. 0,36 Kg/kcal °C

T1 = temperatura a la que estarà el fluid 22 °C

T2 = temperatura inicial del àcid acètic. 25 °C

Segons els càlculs realitzats no cal aportar energia exterior per mantenir els tancs per sobre de 16 °C. Però es pot pensar que si el tanc està mig vuit, la temperatura de l'exterior baixa de 0 °C o que la planta es para i es queden més dies dels esperats en l'àcid acètic és congelaria i per tant es pensa en un serpentí interior.

Aquest serpentí interior serà necessari per quan les condicions no son les esmentades anteriorment. Per això es busquen uns altres paràmetres de disseny que s'asseguri que l'àcid acètic no es congelarà.

En primer lloc es tindrà en compte que:

- 1-. si la planta està parada, aquesta aturada pot durar una 10 dies.
- 2-. Que la temperatura exterior pot baixar fins a -10 °C
- 3-. Que la massa que hi ha a dins del tanc es més petita

Primer es calcula el calor que s'ha d'extreure de l'interior del tanc, tenint en compte

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

On:

q = calor que s'ha d'extreure del tanc. 1278,4 Kcal/h

U = coeficient de transferència d'energia. 0,31 Kcal/h·m<sup>2</sup>·°C

A = àrea de contacte amb l'exterior. 118 m<sup>2</sup>

ΔT = diferència de temperatura entre l'interior i l'exterior. 35 °C. En aquest cas s'ha sobredimensionat fixant un increment de temperatura molt elevat.

Una vegada es coneix la calor que s'ha d'extreure, es procedeix al càlcul de l'àrea necessària per el bescanvi energètic. Pes extreure aquesta calor es dissenya un serpentí amb aigua calenta que escalfi el tanc d'àcid acètic. Per el càlcul de l'àrea del serpentí:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

On:

q = la mateixa que en el cas anterior: 1278,4 Kcal/h

U = coeficient de transferència d'energia entre l'àcid acètic i l'aigua. 500 Kcal/h·m<sup>2</sup>·°C

A = àrea de serpentí necessària per extreure aquest calor 0,22 m<sup>2</sup>.

ΔT<sub>ml</sub> = on aquest és: 11,88 °C

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

On:

T1 = Temperatura a la que entra el fluid refrigerant. 35 °C

T2 = Temperatura a la que surt el fluid refrigerant. 30 °C

t1 = Temperatura mínima del tanc. 16 °C

t2 = Temperatura que es vol el tanc. 25°C

Després d'aquest càlcul es sap que l'àrea necessària de sentí és de 0,22 m<sup>2</sup>. El fluid refrigerant és aigua, per tant per saber el cabal necessari d'aigua per refrigerar el tanc és:

$$q = m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2)$$

On:

q = calor a extreure. 1278,4 Kcal/h

m = cabal d'aigua necessari per extreure aquesta calor. 255 kg/h

Cp = capacitat calorífica de l'aigua. 1 Kcal/Kg·°C

T1 = 35 °C

T2 = 30 °C

A partir de les dades anteriors es pot calcular la longitud i el diàmetre del serpentí.

$$255 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1m^3}{1000 kg} \cdot \frac{1h}{3600 s} = 7,1 \cdot 10^{-5} \frac{m^3}{s}$$

Amb el cabal volumètric per segon dividit per la velocitat típica de circulació de l'aigua es troba l'àrea del tub del serpentí.

$$A_{pastub} = \frac{Q_v}{v_{tip}}$$

On:

$A_{pastub}$  = àrea del tub del serpentí.  $4,7e-05 \text{ m}^2$

$Q_v$  = cabal volumètric per segon.  $7,1e-5 \text{ m}^3/\text{s}$

$V_{tip}$  = velocitat típica de l'aigua per un tub.  $1,5 \text{ m/s}$

Per trobar el diàmetre del tub es troba amb la següent expressió:

$$D = \sqrt{\frac{A \cdot 4}{\pi}}$$

On:

$A = A_{pastub}$ .  $4,7e-5$

$D$  = diàmetre del tub.  $0,00776 \text{ m} \rightarrow 0,776 \text{ cm}$

Una vegada es coneix el diàmetre, per trobar la llargada del serpentí:

$$L = \frac{A_{serp}}{D_{tub} \cdot \pi}$$

On:

$L$  = longitud del serpentí.  $6,28 \text{ m}$

$A_{serp}$  = àrea del serpentí calculada anteriorment,  $0,22 \text{ m}^2$ .

$D_{tub}$  = diàmetre del tub del serpentí.  $0,0076 \text{ m}$

Tot i que la longitud del tub es de  $6,28 \text{ m}$  s'aproxima a  $9 \text{ m}$  per sobredimensionar i per ajustar el serpentí a vuit sis passos. Ja que quatre passos és bastant just.

**11.4.- DISSENY DELS BESCOANVIADORS DE CALOR****11.4.1.- Disseny funcional d'intercanviadors de tub i carcassa sense canvi de fase per refredar utilitzant aigua de refrigeració****11.4.1.1.- Disseny intercanviador F-501**

Aquest intercanviador refredarà el líquid de procés, àcid acètic glacial 117°C, temperatura de sortida de la columna de rectificació C-301, fins 25°C, temperatura d'emmagatzematge. Tenint en compte la temperatura final s'utilitzarà aigua de refrigeració a 10°C.

Propietats del fluid per tubs:

<b>t1 (°C)</b>	<b>t2 (°C)</b>
117.2	25
<b>Pt(atm)</b>	<b>mt (Kg/s)</b>
1.01	1.55
<b><math>\rho_t</math> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>\mu_t</math> (Kg/ms)</b>
944	2,49E-4
<b>Cp,t (J/Kmol°C)</b>	<b>kt (W/m°C)</b>
103120	0,14

Taula 11.30

Propietats del fluid per carcassa:

<b>T1 (°C)</b>	<b>T2 (°C)</b>
10	20
<b>Ps(atm)</b>	<b>ms (Kg/s)</b>
1.01	5.8
<b>Ps (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>\mu_s</math> (Kg/ms)</b>
1011	1E-3
<b>Cp,s (J/Kmol°C)</b>	<b>ks (W/m°C)</b>
74725	0,5

Taula 11.31

$t_1$  = temperatura d'entrada del fluid que passa per tubs

$t_2$  = temperatura de sortida del fluid per tubs

$T_1$  = temperatura d'entrada del fluid que passa per carcassa

$T_2$  = temperatura de sortida del fluid per carcassa

Subíndex t = fluid que passa per tubs

Subíndex s = fluid que passa per carcassa

P = pressió

m = cabal màssic

$\rho$  = densitat

$\mu$  = viscositat

$C_p$  = capacitat calorífica

k = conductivitat tèrmica

#### Decidir quin fluid circula per tubs i quin per carcassa

El fluid que circula per tubs serà el de procés i per carcassa l'aigua de refrigeració.

#### Balanç tèrmic

El calor intercanviat ve donat per el Hysys

$$Q = M_s \cdot c_{ps} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot c_{pt} \cdot (t_2 - t_1) \text{ [W]}$$

s = carcassa (shell)

t = tub

M, m = cabal màssic [kg/s]

$C_p$  = capacitat calorífica [J/kg·°C]

Q = calor intercanviat [W]

El cabal màssic que circula per tubs ens ve marcat també per el Hysys  $m_t = 1.55 \text{ kg/s}$

El cabal màssic de l'aigua de refrigeració que circula per la carcassa es calcula amb la següent expressió:



$$M_s = \frac{q}{cps \cdot (T_1 - T_2)} = 5.8 \frac{kg}{s}$$

El calor intercanviat és conegut  $q = 24.28 \text{ k}$  (Hysys), i fixant la temperatura d'entrada i de sortida d'aigua s'obté  $M_s$ .

### Càlcul de la DTML

#### *Decidir el tipus de circulació*

Es treballa en contracorrent per aconseguir una millor transmissió de calor. Per circulació en contra corrent tenim que:

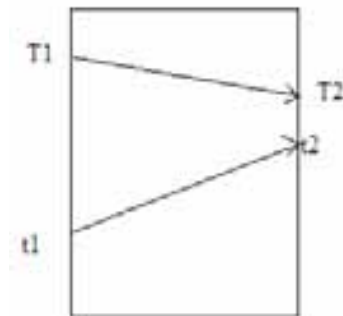


Figura 11.9

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 43.1^\circ\text{C}$$

*Decidir el nombre de passos per tubs i per carcassa*

En la primera iteració es suposa que, tant el nombre de passos per carcassa (ns), com per tubs (npt), és igual a 1. En cas que la velocitat per tubs sigui massa petita i el ht sigui insuficient es tindrà que augmentar el npt.

$$n_{pt} = 6$$

$$n_s = 2$$

Selecció del intercanviador*Suposició del coeficient global inicial U*

Es parteix d'un valor inicial obtingut a partir de dades bibliogràfiques (Figura 12.17).

$$U_s = 300 \text{ W / } ^\circ\text{C} \cdot \text{m}^2$$

*Càlcul de l'àrea d'intercanvi*

$$A_s = \frac{q(J / s)}{U_s(W / m^2 \cdot ^\circ C) \cdot \Delta T_{ML}(^\circ C)} = 18.8 m^2$$

*Selecció de les característiques dels tubs*

$$D_e = 16 \text{ mm}$$

$$D_i = 12 \text{ mm}$$

$$\Delta x = 2 \text{ mm}$$

*Distribució dels tubs*

Pitch triangular

$$\text{Pitch} = 1.25 \cdot D_{e,t} = 20 \text{ mm}$$

*Carcassa*

Per el càlcul del diàmetre de carcassa es necessita la superfície d'intercanvi d'un tub:

$$A_t = \pi \cdot D_e \cdot L = 0,1 \text{ m}^2$$

El nombre de tubs necessari:

$$N_t = \frac{A}{A_t} = 186.8 \longrightarrow 188 \text{ tubs}$$

El diàmetre del feix de tubs:

$$D_b = D_e \cdot \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 0.365 \text{ m}$$

On  $K_1$  i  $n_1$  són funció del nombre de passos per tub:

$$K_1 = 0,0743$$

$$n_1 = 2,499$$

Escollim una carcassa tipus T. (Figura 12.18)

$$D_b = 0,367 \text{ m} \xrightarrow{\text{fig 12.19}} \Delta = 90 \text{ mm}$$

I per últim i el diàmetre de la carcassa:

$$D_s = D_b + \Delta = 0,457 \text{ m.}$$

Es suposa una longitud de tubs:

$$L = 2 \text{ m}$$

Es comprova que la relació  $L/D_s$  està dins el rang , per tant, poder continuar amb el disseny:

$$L/D_s = 4.37 \text{ OK!}$$

#### Càlcul de la velocitat del fluid per tubs

Per el càlcul de la velocitat del fluid que passa per tubs es necessita la secció de pas per un tub:

$$A_{p1t} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = 1.13E-4 m^2$$

I el nombre de passos per tubs:

$$N_{pt} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 29.5 \longrightarrow 30$$

Finalment s'obté la velocitat com:

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t \cdot A_{p1t} \cdot N_{tp}} = 1.42 \frac{m}{s}$$

Les velocitats típiques per líquids per dins de tubs estan entre 1 i 2 m/s. per tant es dona com bona la velocitat obtinguda.

Determinació del nombre de pantalles deflectores

Suposem que les pantalles deflectores estaran col·locades en sèrie, espaiat entre aquestes i la carcassa:

$$B = \text{Buffle cut} = 0.5 \cdot D_s = 0,23 \text{ m}$$

Separació entre pantalles deflectores:

$$LB = 0,2 \cdot D_s = 0,09 \text{ m}$$

Nombre de pantalles:

$$n = \frac{lb}{B} - 1 = 7.75 \longrightarrow 8 \text{ pantalles}$$

Correcció de la Us del intercanviador

$$\text{Areal} = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_{e,t} = 18.9 \text{ m}^2$$

$$\frac{1}{U_r} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{R_s} + \frac{D_e}{D_i} \cdot \frac{1}{R_t} + \frac{D_e}{D_i} \cdot \frac{1}{h_t} \longrightarrow U_r = 330.2 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor per tubs

$$d_{eq} = D_{i,t} = 23,4 \text{ mm}$$

$$A_{pt} = N_t \cdot \frac{A_{p,t}}{n_{pt}} = 3.52 \text{ E} - 3 \text{ m}^2$$

$$G_t = \frac{m_t}{A_{pt}} = 463.02 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$Re_t = \frac{deq \cdot Gt}{\mu t} = 22225.1 \quad Pr = \frac{Cpt \cdot \mu t}{kt} = 2.99$$

$$jh \xrightarrow{\text{fig.12.20}} 0.003$$

Per últim el coeficient individual de transmissió de calor per tubs es calcula com:

$$ht = \frac{jh \cdot kt \cdot Re_t \cdot Pr^{1/3}}{deq} = 1146.36 \frac{W}{^\circ C \cdot m^2} \quad \text{OK.}$$

El rang del coeficient individual per aquest tipus de fluid està entre 250-3000 W/m<sup>2</sup>·°C.

#### Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor per carcassa

Es necessita calcular l'àrea transversal de carcassa:

$$Ast = \frac{lb \cdot Ds \cdot (pitch - Det)}{pitch \cdot nps} = 0.017 m^2$$

El cabal màssic per unitat d'àrea i la velocitat per carcassa:

$$Gs = \frac{M}{Ast} = 333.61 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$vs = \frac{Gs}{\rho s} = 0.33 \frac{m}{s}$$

El rang òptim per a la velocitat del fluid per carcassa està comprès entre 0.3-1 m/s

El diàmetre equivalent, el Reynolds i el Prandtl per el costat de carcassa:

$$Deq = \frac{1.10}{De} (pitch^2 - 0.917 \cdot De^2) = 0.023 m$$

$$Re_s = \frac{Deq \cdot Gs}{\mu_s} = 7826.9 \quad \xrightarrow{\text{fig 12.21}} jh = 0.006$$

$$Pr = \frac{Cps \cdot \mu_s}{ks} = 6.85$$

Finalment el càlcul per el coeficient individual per el cantó de carcassa:

$$hs = \frac{jh \cdot ks \cdot Re_s \cdot Pr^{1/3}}{deq} = 2304.4 \frac{W}{^\circ C \cdot m^2} \quad \text{OK.}$$

El rang del coeficient per al fluid que es té és de 1500-12000 W/m<sup>2</sup>°C.

### Càlcul de les pèrdues de pressió

#### Pèrdues de pressió per el cantó dels tubs

$$\Delta Pt = npt \left[ 8 \cdot jf \cdot \left( \frac{L}{Dit} \right) + 2.5 \right] \frac{\rho t \cdot vt^2}{2} = 5395 Pa < 35000 Pa \quad \text{OK!}$$

$j_f$  (Figura 12.22)

#### Pèrdues de pressió per el cantó de la carcassa

$$\Delta Ps = nps \left[ 8 \cdot jf \cdot \left( \frac{Ds}{Deq} \right) \left( \frac{L}{B} \right) \right] \frac{\rho t \cdot vt^2}{2} = 7590.4 Pa < 35000 Pa \quad \text{OK!}$$

$j_f$  (Figura 12.23)

Càlcul del pes de l'equip

Per tal de realitzar tots els càlculs dels pesos de l'equip primer s'ha buscat els gruixos dels equips; s'han seguit els mateixos procediments que s'han emprat en el disseny dels altre equips (tancs, reactors...).

Càlcul del pes dels tubs

*Volum d'acer dels tubs:*

$$V_t = \pi \cdot D_e \cdot L \cdot t \cdot N_t = 3.77E - 2m^3$$

$D_e$ = diàmetre extern dels tubs (16mm)

$L$ = longitud dels tubs (2m)

$t$ = gruix dels tubs (2mm)

$N_t$ = nombre de tubs (188)

*Volum intern del tubs:*

$$V_i = \frac{\pi \cdot (D_e - t)^2 \cdot L \cdot N_t}{4} = 5.78E - 2m^3$$

*Pes d'acer dels tubs:*

$$P_{mt} = \rho \cdot V_t = 296.7kg$$

$\rho$  = densitat del material dels tubs = 7850kg/m<sup>3</sup>



*Pes dels tubs en operació:*

$$Pop = Pmt + \rho \cdot Vi = 354.6kg$$

$$\rho = \text{densitat del fluid} \approx 1000kg/m^3$$

*Càlcul del pes de la carcassa*

*Volum d'acer de la carcassa*

$$Vms = Vmcilindre + Vmfons + Vmtapa = 9.99E - 3m^3$$

$$Vmcilindre = \text{volum de la xapa de la carcassa} = 8.7E-3m^3$$

$$Vmfons = \text{volum de la xapa del fons} = 6.36E-4m^3$$

$$Vmtapa = \text{volum de la xapa de la tapa} = 6.36E-4m^3$$

*Volum intern de la carcassa:*

$$Vis = Vicilindre + Vifons + Vitapa - Vtubs = 2.88E - 1m^3$$

*Pes d'acer de la carcassa:*

$$Pms = \rho \cdot Vms = 78.4kg$$

$$\rho = \text{densitat del material de la carcassa} = 7850kg/m^3$$

*Pes de la carcassa en operació:*

$$Pop = Pms + \rho \cdot Vis = 367.2kg$$

$$\rho = \text{densitat del fluid de la carcassa} = 1000kg/m^3$$

**11.4.2.- Disseny de condensadors**

Pel disseny dels condensadors s'han utilitzat bescanviadors de carcassa i tubs.

S'utilitzen condensadors parcials amb disposició vertical, on el fluid operacional condensa per tubs i, el fluid refrigerant circula per carcassa.

El fluid refrigerant escollit és aigua de refrigeració.

**11.4.2.1.- Disseny del condensador FC-301****Propietats del fluid que circula per tubs**

$q_{\text{tubs}}$ (J / s)	-4555000
$m$ (Kg /s)	7,1675
$C_p$ (J /Kg °C)	1780
$T_{\text{entrada}}$ (°C)	92,7
$T_{\text{sortida}}$ (°C)	31,4
$K_L$ (W/m°C)	0,24866
$\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )	958,83
$\rho_v$ (kg/m <sup>3</sup> )	2,07
$\mu_L$ (N s/m <sup>2</sup> )	2,55E-04

Taula 11.32

**Propietats del fluid que circula per carcassa**

$q_{\text{tubs}}$ (J / s)	4555000
$m$ (Kg /s)	60,54
$C_p$ (J /Kg °C)	4180
$T_{\text{entrada}}$ (°C)	10
$T_{\text{sortida}}$ (°C)	28
$K_L$ (W/m°C)	0,597
$\mu_L$ (N s/m <sup>2</sup> )	0,0011

El fluid que no condensa (en aquest cas aigua de refrigeració) es dissenya segons el mètode de Kern. Pel fluid que condensa s'utilitzen altres correlacions per determinar el coeficient de transferència de matèria.

### Balanç tèrmic

El calor que es despren del condensador es calcula amb el Hysys i té el següent valor:

$$q = 4555000 \text{ J / s}$$

I sabent que:

$$q = m_s C_{p,s} (T_1 - T_2)$$

es pot determinar el cabal màssic d'aigua necessari:

$$m_s = 60,54 \text{ Kg / s}$$

### Càlcul de DTML

Es treballa en contracorrent per tal d'aconseguir una bona transferència de calor.

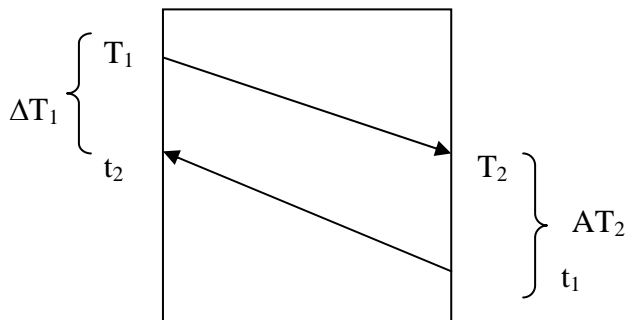


Figura 11.10

Per tant l'expressió de la DTML és la següent:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 39,14$$

Decisió del número de passos per tub ( $n_t$ ) i per carcassa ( $n_s$ )

Després de realitzar diferents iteracions s'ha decidit que el més òptim és utilitzar :

$$N_{ps} = 2$$

$$N_{pt} = 4$$

Selecció del bescanviadorSuposició del coeficient global inicial ( $U_s$ )

Per a condensadors amb vapors orgànics (alguns no condensables), la bibliografia recomana valors compresos entre  $(500 - 700) \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Després de realitzar diferents suposicions s'ha escollit un valor de:

$$U_s = 600 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Càlcul de l'àrea total de bescanvi

$$A = \frac{q \left( \frac{\text{J}}{\text{s}} \right)}{U \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right) DTML(^{\circ}\text{C})} = 197,9 \text{ m}^2$$

Selecció de les característiques dels tubs

S'ha trobat que el diàmetre extern i intern òptims són:

$$D_{e,t} = 0,025 \text{ m}$$

$$D_{i,t} = 0,022 \text{ m}$$

$$\Delta x = 0,0015 \text{ m}$$

Distribució dels tubs

Pitch triangular (Figura 12.27)

$$\text{Pitch} = 1,25 \cdot D_{e,t} = 0,03125 \text{ m}$$

Carcassa

Pel càlcul del diàmetre de carcassa es necessita conèixer alguns paràmetres:

*Es suposa una longitud de tub:*

$$L = 4,4 \text{ m}$$

*La superfície de bescanvi de 1 tub :*

$$A_t = \pi \cdot D_{e,t} L = 0,345 \text{ m}^2$$

*El número de tubs necessaris:*

$$N_t = A / A_t = 572,8 \longrightarrow \text{Ha de ser parell, per tant} \longrightarrow N_t = 574$$

*El diàmetre de feix de tubs:*

$$D_b = D_{e,t} \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\left( \frac{1}{n_1} \right)} = 0,86 \text{ m}$$

On:

$D_b$  = diàmetre de feix de tubs

$K_1$  i  $n_1$  són funció del número de passos per tub

$$K_1 = 0,175$$

$$n_1 = 2,285$$

S'utilitza una carcassa tipus T, ja que és de les més utilitzades pel disseny de condensadors, especialment per fluids corrosius. (Figura 12.18)

$$D_b = 0,86 \text{ m} \quad \xrightarrow{\text{figura 12.10}} \quad \Delta = 0,095 \text{ m}$$

Finalment ja es pot determinar el diàmetre de carcassa: (Figura 12.19)

$$D_s = D_b + \Delta = 0,96 \text{ m}$$

Cal comprovar que la relació  $L / D_s$  estigui dintre del rang òptim de treball (4-6 m)

$$L / D_s = 4,58 \text{ m} \quad \text{OK!!}$$

*Determinació del número de pantalles deflectores i separació entre elles:*

Hi ha dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

a.- L'alçada lliure de la pantalla (baffle cut) és l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa, per on passarà el fluïd del costat de carcassa. Els valors òptims estan compresos entre el 20 i el 25 % del diàmetre de carcassa.

b.- L'espaiat entre pantalles ( $l_B$ ) que en els condensadors pren un valor igual al diàmetre de carcassa.

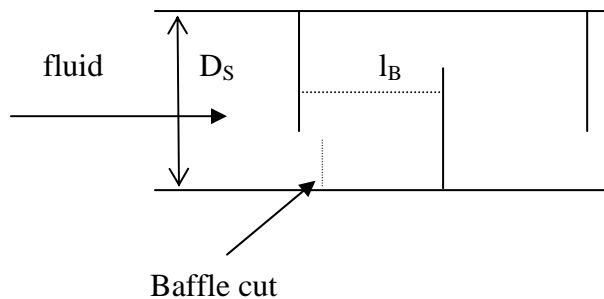


Figura 11.11

$$B = \text{Baffle cut} = 0,2 D_s = 0,19 \text{ m}$$

$$L_B = D_s = 0,96 \text{ m}$$

El número de pantalles deflectores es determina amb la següent expressió:

$$L / l_B - 1 = 3,58 \longrightarrow 4 \text{ pantalles deflectores}$$

Determinació de la U del bescanviador a partir del càlcul dels coeficients Individuals i Factors d'embrutiment

Càlcul del coeficient de transmissió de calor per carcassa:

Es necessari conèixer l'àrea transversal de carcassa:

$$A_{ST} = \frac{l_B D_s (\text{pitch} - D_{e,t})}{\text{pitch} \cdot n_{ps}} = 0,19 \text{ m}^2$$

El cabal màssic per unitat d'àrea ( $G_s$ ) i la velocitat per carcassa ( $v_s$ ):

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} = 315,4 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{ s}$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \rho_s} = 0,31 \text{ m / s}$$

Els valors típics de la velocitat del líquid per carcassa estan compresos entre 0,3 – 1 m / s, per tant es troba dintre del rang òptim.

El diàmetre equivalent, el Reynolds i el Prandtl pel costat de carcassa:

$$d_{eq} = \frac{1,1}{D_{e,t}} \left( pitch^2 - 0,917 D_{e,t}^2 \right) = 0,018 \text{ m}$$

$$Re_s = \frac{d_{eq} G_s}{\mu_s} = 5089,7 \xrightarrow{\text{figura 12.21}} j_h = 0,008$$

$$Pr = \frac{Cp_s \mu_s}{K_s} = 7,7$$

Finalment ja es pot calcular el coeficient de transferència de calor pel costat de carcassa:

$$h_s = \frac{K_s j_h Re_s Pr^{0,33}}{d_{eq}} \left( \frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} = 2686 \text{ W / m}^2 \text{ °C} \quad \text{OK!!}$$

El rang típic esta comprés entre 1500 i 12000 W / m<sup>2</sup> °C

#### Càlcul del coeficient de transmissió de calor per tubs

Com hi ha canvi de fase del fluid que circula per tubs no es pot aplicar el mètode de Kern. S'han utilitzat unes correlacions especificades en el Coulson per estimar aquest coeficient.



Calcular la càrrega superficial, el Reynold i prandt de tubs:

$$\Gamma_v = \frac{W_c}{N_t \pi D_{i,t}} = 0,18 \text{ Kg / m s}$$

$$\text{Re}_t = \frac{4\Gamma_v}{\mu_t} = 2824$$

$$\text{Pr}_t = \frac{Cp_t \mu_t}{K_t} = 1,83$$

On:

$W_c$ : és el cabal màssic de condensat, Kg / s

$\Gamma_v$ : és la càrrega superficial, Kg / m s

A partir del Prandt i del Reynold es pot estimar gràficament el coeficient de transferència de calor:

$$\xrightarrow{\text{figura 12.25}} \left( \frac{h_c}{K_t} \right) \left[ \frac{\mu_t^2}{\rho_L (\rho_L - \rho_V) g} \right] = 0,14 \longrightarrow h_c = 1800,7 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

On:

$g$ : és la gravetat, m / s<sup>2</sup>

### Coeficients d'embrutiment

S'han buscat a la bibliografia valors típics de coeficients d'embrutiment:

Per aigua de refrigeració la bibliografia (figura 12.26) recomana valors compresos entre

3000–6000 W / m<sup>2</sup> °C

Per condensació de substàncies orgàniques la bibliografia recomana un valor de

$$5000 \text{ W / m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Per tant s'han escollit els següents valors:

$$R_t = 5000 \text{ W / m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$R_s = 5000 \text{ W / m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Determinació del coeficient global de transferència de matèria

Es pot calcular el coeficient global a partir de la següent expressió:

$$\frac{1}{U_G} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{R_s} + \frac{D_{e,t} \ln\left(\frac{D_{e,t}}{D_{i,t}}\right)}{2K_{material}} + \frac{D_{e,t}}{D_{i,t}R_t} + \frac{D_{e,t}}{D_{i,t}h_t}$$

On:

$$K_{material} = 14 \text{ W / m}^{\circ}\text{C}$$

$$U_G = 647,34 \text{ W / m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \text{OK!!}$$

$U_G$  ha de ser com a màxim un 15% més gran que  $U_s$ , per tant, la estimació realitzada es correcta.

Càlcul de les pèrdues de pressióPèrdues de pressió al costat de carcassa

$$j_f \xrightarrow{\text{figura 12.23}} 0,065$$

$$\Delta P_s = 8n_{ps} j_f \left( \frac{D_s}{d_{eq}} \right) \left( \frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho v_t^2}{2} = 12,82 < 50 \text{ KN} / \text{m}^2 \quad \text{OK!!}$$

Pèrdues de pressió al costat de tubs

$$j_f \xrightarrow{\text{figura 12.24}} 0,007$$

$$\Delta P_t = n_{pt} \left[ 8 j_f \left( \frac{L}{D_{i,t}} \right) \left( \frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho v_t^2}{2} = 3,69 \text{ KN} / \text{m}^2 \quad \text{OK!!}$$

La bibliografia diu que les pèrdues de pressió per líquid han de ser  $< 50 \text{ KN} / \text{m}^2$  , i per gasos  $< 0,5 \text{ KN} / \text{m}^2$

Es considera correcte el valor obtingut, ja que hi ha canvi de fase pel costat dels tubs.

Comprovació del fenomen de flooding

S'han de realitzar uns càlculs previs:

Àrea total dels tubs:

$$A_{tb} = N_t \frac{\pi}{4} D_{i,t}^2 = 0,22 \text{ m}^2$$

Velocitat del vapor i del líquid calculat com si només hi hagués una fase

$$v_{\text{vapor}} = m_{\text{vapor}} / (A_{\text{tb}} \rho_v) = 15,9 \text{ m / s}$$

$$v_{\text{líquid}} = m_{\text{líquid}} / (A_{\text{tb}} \rho_v) = 0,017 \text{ m / s}$$

Finalment es comprova que es compleixi la següent condició:

$$[ v_v^{0,5} \rho_v^{0,25} + v_L^{0,5} \rho_L^{0,25} ] < 0,6 [ g D_{i,t} (\rho_L - \rho_v) ]^{0,25}$$

$$[ 5,5 ] < [ 2,3 ]$$

Es possible que hi hagi algun problema de flooding, degut segurament, a que és un condensador parcial, per tant, a la sortida del condensador hi ha gasos que provoquen aquest fenomen.

#### Disseny mecànic del condensador FC-301

El disseny mecànic de qualsevol equip es porta a terme a partir de la temperatura i la pressió de disseny, i aquestes són:

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} + 2 \text{ atm} = 3 \text{ atm} = 44 \text{ psi}$$

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{operació}} + 50 \text{ °C} = 92,7 \text{ °C} + 50 \text{ °C} = 142,7 \text{ °C} = 288,9 \text{ °F}$$

Com a material de construcció s'utilitzarà l'acer inoxidable del tipus **AISI – 316L**, ja que és un dels materials més utilitzats per a la construcció d'equips en la indústria química.

A la figura 12.9 es pot llegir la composició nominal i la màxima tensió admissible

**Composició nominal: 16Cr – 12Ni – 2Mo**

**Tensió màxima admissible, S ( $T_{dis} = 288,9^{\circ}\text{F}$ ): 13,300 psi**

Pel que fa a les soldadures, s'utilitzarà radiografiat parcial i soldadura simple.

A la taula 11.19 es poden llegir els diferents factors de soldadura.

Per determinar el gruix necessari per efecte de la pressió a la que està sotmès el bescanviador s'ha seguit el codi de normes ASME per recipients a pressió.

És dissenya per pressió interna per tots els casos, ja que és superior a la externa:

Cal tenir en compte que els gruixos disponibles al mercat són: 3, 4, 5, 6, 8, 10, 12, 15, 20, 25, 30, 35 mm.

**-Gruix de carcassa:**

$$t = \frac{PD_s}{2(SE - 0,6P)} = 1,87 \text{ mm}$$

On:

P = Pressió màxima admissible, psi

$D_s$  = Diàmetre de carcassa, mm

t = gruix mín de carcassa requerit, mm

S = tensió màxima admissible, psi

E = factor de soldadura

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$t_{\text{total}} = 3,2$  mm, però s'escull un gruix de **4 mm**, ja que és un gruix estàndard de mercat.

A partir de la taula 12.28 s'ha de comprovar, en funció del diàmetre de carcassa, que el gruix calculat sigui més gran que el representat a la taula.

### - Gruix de cap i fons toriesfèric:

Per determinar el gruix s'aplica la següent expressió:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} = 2,87 \text{ mm}$$

On:

P: pressió de disseny, psi

L =  $D_s$ , mm

E: factor de soldadura

M = 1,54 per fons toriesfèric

S: tensió màxima admissible, psi

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D = 0,96 \\ r = 10\% \cdot D = 0.096 \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

t total = 4,37 mm , per tant s'utilitzarà un gruix estàndard de **5 mm**

#### **-Gruix de la placa tubular**

$$t = \frac{D_s}{2} \sqrt{\frac{P}{S}} = 27,6 \text{ mm}$$

On:

D<sub>s</sub>: és el diàmetre de la carcassa

P: és la pressió interna

S: és la tensió màxima permesa pel material

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

t<sub>total</sub> = 33,29 mm, però s'escull un gruix de **35 mm**, ja que és un gruix estàndard de mercat.

Amb la taula 12.28 s'ha de comprovar, en funció del diàmetre exterior i del feix de tubs, que el gruix calculat sigui més gran que el representat a la taula.

**-Gruix mínim de les pantalles:**

El gruix mínim de les pantalles és funció del diàmetre de la carcassa i de la separació de les pantalles. En el disseny funcional del bescanviador s'ha calculat:

$$l_b = 0,96 \text{ m}$$

$$N_{\text{pantalles}} = 4$$

A la figura 12.28 es pot llegir el gruix mínim de les pantalles:

$$t = 10 \text{ mm}$$

**-Número mínim i diàmetre de les barres espaiaadores:**

A partir de la figura 12.28 s'obté el número mínim i diàmetre de les barres espaiaadores en funció del diàmetre de carcassa.

**- Càlcul del pes del bescanviador:**

Primer es calcula el volum extern i intern de la carcassa i del fons de l'equip de la següent manera:

$$V_{\text{ext, carcassa}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{ext, c}}^2 L = 3,24 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int, carcassa}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{int, c}}^2 L = 3,18 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{material, carcassa}} = V_{\text{ext, carcassa}} - V_{\text{int, carcassa}} = 0,06 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{ext, fons}} = \frac{\pi}{8} \cdot 0,162 D_{\text{ext, fons}}^3 = 0,058 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{int, fons}} = \frac{\pi}{8} \cdot 0,162 D_{\text{int, fons}}^3 = 0,056 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{material, fons}} = V_{\text{ext, fons}} - V_{\text{int, fons}} = 0,002 \text{ m}^3$$



Per calcular el volum de material total utilitzat en la carcassa, el fons i el cap del bescanviador:

$$V_{total,material} = V_{material,carcassa} + 2 \cdot V_{material,fons} = 0,064 \text{ m}^3$$

Sabent que la densitat del AISI-316 es de 7850 Kg / s , es pot calcular el pes del material:

$$Pes_{carcassa,fons} = V_{total,material} \cdot \rho_{material} = 502,4 \text{ Kg}$$

El pes dels tubs es calcula de la següent manera:

$$V_{ext,tub} = \frac{\pi}{4} D_{ext,tub}^2 L = 2,16E-3 \text{ m}^3$$

$$V_{int,tub} = \frac{\pi}{4} D_{int,tub}^2 L = 1,67E-3 \text{ m}^3$$

$$V_{material,tub} = (V_{ext,tub} - V_{int,tub}) N^{\circ}_{tub} = 0,232 \text{ m}^3$$

$$Pes_{tub} = V_{material,tubs} \cdot \rho_{material} = 1822,66 \text{ Kg}$$

També es calcula el pes de la placa tubular:

$$Pes_{placa} = \frac{\pi}{4} D_{int,carcassa}^2 \cdot ep \cdot \rho_{material} = 198,9 \text{ Kg}$$

Finalment, ja es pot calcular el pes total del bescanviador:

$$Pes_{total,material} = Pes_{carcassa,fons} + Pes_{tubs} + Pes_{placa} = 2524 \text{ Kg}$$

**11.4.2.2- Taula resum dels condensadors**

Els condensadors parcials FC-302, F301 i F402 s'han disseny seguint exactament el mateix procediment que el FC-301, per tant s'indicaran directament els resultats obtinguts.

A la taula següent es mostren els resultats més rellevants del disseny del condensador FC-301, FC-302, F-301 i F-402. Un esquema més detallat del disseny es pot trobar al full d'especificacions:

	<b>FC-301</b>	<b>FC-302</b>
P diseny (atm)	3	3
T <sup>a</sup> diseny (°C)	142,7	104,18
Ds(mm)	960	1315
Gruix carcassa (mm)	4	4
Gruix caps i fons (mm)	5	5
D ext carcassa (mm)	968	1323
ep: gruix placa tubular (mm)	35	44
L(mm)	4,4	5,2
Nº pantallas deflectores:(L/lb)-1	4	3
Gruix minim pantalles (mm)	10	10
Diametro barra espaiadora(mm)	13	13
Nº minim de barras espaiadores	6	6
Material carcassa y tubs	AISI-316	AISI-316
Pes carcassa y fons(kg)	502,4	1491,5
Pes tub(kg)	1822,66	3313,39
Pes placa tubular (kg)	198,9	469,09
Pes total (kg)	2524	5273,98
Pes equip operació(kg)	5076	10718

Taula 11.33

	<b>F-301</b>	<b>F-402</b>
P diseny (atm)	3	6
T <sup>a</sup> diseny (°C)	151	210
Ds(mm)	870	500
Gruix carcassa (mm)	3	4
Gruix caps i fons (mm)	4	5
D ext carcassa (mm)	876	508
ep: gruix placa tubular (mm)	30	20
L(mm)	3,6	2,5
Nº pantallas deflectores:(L/lb)-1	4	4
Gruix minim pantalles (mm)	10	10
Diametre barra espaiadora(mm)	13	10
Nº minim de barras espaiadores	6	6
Material carcassa y tubs	AISI-316	AISI-316
Pes carcassa y fons(kg)	241,51	131,67
Pes tubs(kg)	1402	143,44
Pes placa tubular (kg)	187,73	30,83
Pes total (kg)	1831,25	305,94
Pes equip operació(kg)	3002,53	763,46

Taula 11.34

**11.4.3.- Disseny de Kettle Reboiler****11.4.3.1- Disseny de Kettle Reboiler HC-301**

La finalitat d'aquest bescanviador kettle-reboiler és evaporar part del corrent residu que surt per cues a la columna de destil·lació C-301 i tornar-lo a introduir a la columna. El vapor d'aigua calefactor circula per tubs i el corrent de cues circula per carcassa. Hi ha dos corrents de sortida per carcassa: un corrent vapor amb el fluid de procés, que retorna a la columna, i un corrent líquid amb el fluid de procés que s'obté com a residu. L'equip treballa a pressió atmosfèrica. Pels tubs entrarà el vapor d'aigua saturat, a una pressió de 6 bars, i condensarà tot ell en el reboiler, sortint en forma de condensat.

Tot seguit presentem les propietats físiques dels corrents d'entrada i sortida del reboiler:

**propietats físiques dels corrents**

<b>Propietats vapor aigua</b>	<b>Entrada (vapor)</b>	<b>Sortida (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	158,8	158,8
<b>Pressió (bar)</b>	6	6
<b>Fase</b>	Vapor	Líquid
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	1,421E-5	1,70E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	3,009	895
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,673	4,348
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	2,93E-2	0,684
<b>H (KJ/Kg)</b>	-13164E3	-15248E3
<b>PM (g/mol)</b>	18	18

Taula 11.35

<b>Propietats corrent que entra al reboiler: cues entrada C-301</b>	<b>Entrada (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	116,9
<b>Pressió (bar)</b>	1
<b>Fase</b>	Líquid
<b>Cabal (Kg/h)</b>	4,519E4
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	2,92E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	954,33
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	1,723
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,207
<b>H (KJ/Kg)</b>	-7537,6
<b>PM (g/mol)</b>	59,7

Taula 11.36

<b>Propietats corrent que surt del reboiler</b>	<b>Sortida líquida: corrent 309</b>	<b>Sortida gasosa: retorn a C-301</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	117,8	117,8
<b>Pressió (bar)</b>	1	1
<b>Fase</b>	Líquid	Vapor
<b>Cabal (Kg/h)</b>	5865	3,93E4
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	2,48E-4	7,80E-6
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	945,19	1,84
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	1,72	1,34
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,143	1,724E-2
<b>H (KJ/Kg)</b>	-7526,7E3	-7145,6E3
<b>PM (g/mol)</b>	59,9	59,7

Taula 11.37

Balanç tèrmic

Es fa circular el fluid més calent pels tubs per tal d'evitar pèrdues de calor per contacte amb l'exterior i així també evitem que en cas de fuga el fluid més calent i a més pressió, per tant amb més risc, surti a l'exterior.

Primerament, calculem el cabal de vapor d'aigua necessari per evaporar parcialment el fluid de procés fent un balanç tèrmic:

$$q = m_t \cdot C_{p_t} \cdot (T_1 - T_2) = m_s \cdot C_{p_s} \cdot (T_2' - T_1')$$

s: carcassa

t: tubs

m: Kg/s

C<sub>p</sub>: J/Kg°C

q: J/s

$$\text{On } C_p \cdot \Delta T = \Delta H$$

Fent el balanç a tots els corrents d'entrada i sortida de la carcassa obtenim el calors bescanviat:

$$q = m_{\text{sort vap}} \cdot \Delta H + m_{\text{sort liq}} \cdot \Delta H - m_{\text{ent}} \cdot \Delta H$$

$$q = 3,94E4 \text{ Kg/h} \cdot (-7,15E6 \text{ J/Kg}) + 5,86E3 \text{ Kg/h} \cdot (-7,53E6 \text{ J/Kg}) - 4,52E4 \text{ Kg/h} \cdot (-7,54E6 \text{ J/kg}) = 1,54E10 \text{ J/h}$$

i per tant el cabal de vapor d'aigua per tubs serà:

$$q = m_t \cdot \Delta H = m_t \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$1,54E10 \text{ J/h} = m_t \cdot (-1,32E7 \text{ J/kg} - (-1,52E7 \text{ J/kg}))$$

$$m_t = 7,41E3 \text{ kg/h}$$

Càlcul de la DTML:

Els corrents circularan en contracorrent, perquè aquest és el recomanat per increments de temperatures considerables:

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 41,95^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 41,65^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ML} = 41,7^\circ\text{C}$$

pels Kettles-Reboilers no és necessari corregir la DTML i per tant queda  $(\Delta T_{ML})_c = 41,7^\circ\text{C}$

Selecció del intercanviador

Coeficient global U:

Segons la bibliografia (Figura 12.17), per reboilers on el fluid calent és vapor d'aigua saturat, i el fluid de procés, fluid fred, és de substàncies orgàniques, els valors típics són de  $[900-1200]\text{w/m}^2\cdot^\circ\text{C}$  Suposarem un valor de  $900\text{ w/m}^2\cdot^\circ\text{C}$  ja que després, tenint en compte els factors d'embrutiment i els coeficients individuals de carcassa i tubs pel nostre sistema s'ha de complir que el valor suposat sigui semblant que el calculat.

$$U_b = 900\text{w/m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

*Factor d'incrustacions:*

A partir de dades bibliogràfiques<sup>1</sup>, podem estimar el valor dels factors d'incrustacions:

$$h_R \text{ tubs} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_R \text{ carcassa} = 2000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

### Càlcul de l'àrea de bescanvi

Es calcula l'àrea de contacte que cal entre els dos fluids per obtenir el salt tèrmic que desitgem:

$$A = \frac{q}{U_B \cdot \Delta T_{ML}}$$

on:

$$q = 1,54 \text{ E}10 \text{ J/h}$$

$$U_b = 900 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{ml} = 41,7$$

$$\text{Per tant } A = 113,9 \text{ m}^2$$

### Selecció de les característiques dels tubs<sup>3</sup>

Posarem entre parèntesis els valors estàndard, i al costat el valor que hem escollit pel nostre cas.

---



Longitud [5-16]ft = 4 m

Diàmetre extern [15-50]mm = 40mm

Gruix [1,6-3,2]mm = 2mm

Malla quadrada per facilitar el pas del vapor i no tenir gaires pèrdues de càrrega i facilitar la neteja pel costat de la carcassa.

Pitch=1,25·Dext =50mm

*Comprovació de les característiques del tub*

- Càlcul de l'àrea d'intercanvi de calor d'un sol tub:

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L$$

$$A_t = \pi \cdot 0.04 \cdot 4$$

$$A_t = \mathbf{0,16 \text{ m}^2}$$

- Càlcul del número de tubs necessaris per refredar el cabal desitjat:

$$N_t = A/A_t$$

$$N_t = 113,9/0,16$$

$$N_t = \mathbf{227 \text{ tubs}}$$

Utilitzem 2 passos per tub i per tant, el numero de tubs ha de ser divisible per 2 (nºpassos per tub).

$$N_t' = 227/2 = 113$$

- Càlcul del diàmetre del feix de tubs:

S'utilitza una malla quadrangular per la distribució del feix ja que permet un major contacte entre la superfície dels tubs i el fluid que circula per la carcassa.

S'utilitzen 2 passos per tub i pitch quadrat per tant, el valors trobats de  $k_1$  i  $n_1$  són els següents: (Figura 12.27)

$$k_1=0,156$$

$$n_1=2,291$$

Per calcular el diàmetre de feix de tubs s'utilitza la següent equació:

$$D_B = D_E \cdot \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

$$D_B=0,71 \text{ m}$$

#### Selecció de capçals i carcassa.

Utilitzem un capçal final de tipus T (Figura 12.18), aquest és desmuntable i per això ens permet netejar fàcilment els tubs de les incrustacions acumulades. El capçal inicial serà de tipus A ja que també permet ser desmuntat.

#### *Càlcul del diàmetre de la carcassa:*

S'utilitza la següent relació de la bibliografia:  $D_s/D_b=[1,3-1,7]$

$$D_s/D_b=[1,3-1,5]$$

$$D_s=1,19 \text{ m}$$

#### **Altres paràmetres del dimensionat de la carcassa**

Fixem  $h_l$  = alçada del líquid = 60%  $D_s$  ;  $h_l=0,71\text{m}$

Per tant l'espai lliure de líquid pel vapor serà:

$D_s - h_l$  = freeboard = 0,479 m es recomana superior a 0,25m, per tant ho complim.

La superfície d'ebullició del líquid es recomana que no sobrepassi 0,0508m, en el nostre cas és:

Espai ebullició=hl- Db = 0,009m, per tant també ho complim

L'esquema per tant quedaria així:

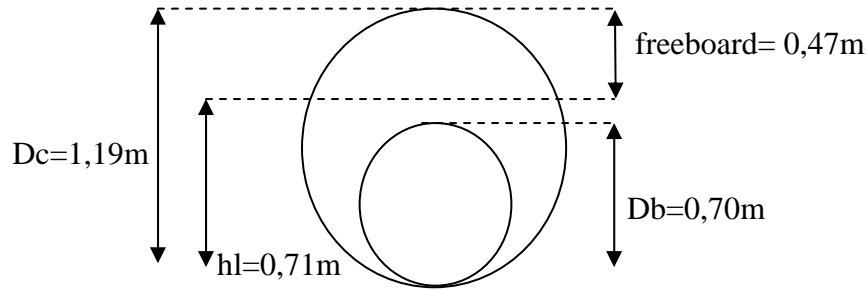


Figura 11.12

*Comprovació de la velocitat del vapor per carcassa:*

$$h = h_l - D_s/2 = 0,479 - 1,19/2 = 0,119\text{m}$$

a) amplada del nivell de líquid

$$I = 2 \cdot (r^2 - h^2)$$

$$R = D_s/2$$

$$I = 1,17\text{m}$$

b) àrea superficial del líquid

$$A_l = I \cdot (L/2) = 2,35 \text{ m}^2$$

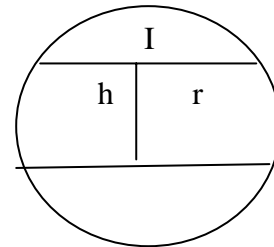


Figura 11.13

c) velocitat del vapor a la superfície de la carcassa

$$v = \frac{m}{3600 \cdot \rho_v \cdot A_l}$$

on :

m és el cabal màssic de fluid a la carcassa (Kg/h)

$\rho_v$  és la densitat del vapor de la carcassa (kg/m<sup>3</sup>)

$A_l$  és l'àrea superficial del líquid (m<sup>2</sup>)

$$v = 0,29 \text{ m/s}$$

$$v_{\max} = 0,2 \cdot ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{0,5} = 4,52 \text{ m/s}$$

on:

$\rho_v$  es la densitat del vapor (Kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_l$  és la densitat del líquid (kg/m<sup>3</sup>)

És recomanable que la velocitat del vapor a la carcassa no sigui molt alta per evitar l'arrossegament del líquid.

S'ha de complir  $v_{\max} > v$  per tant és correcte.

#### Comprovació de les propietats del bescanviador:

Cal comprovar que la relació entre la longitud i el diàmetre del bescanviador estigui comprès entre els valors 4 i 6. En el nostre cas:

$$L/D_s = 4/0,7$$

$$L/D_s = \mathbf{5,6}$$

S'observa que el nostre bescanviador té les proporcions desitjades.

*Càlcul de la velocitat del vapor pels tubs:*

$$v_t = \frac{m_T}{\rho \cdot A_{pas\ tub} \cdot N_t'}$$

$$m_t = \text{cabal màssic dels tubs} = 7,41 \text{E}3 \text{ kg/h} = 2,06 \text{ kg/s}$$

$$A_{pas\ tub} = (\pi/4) \cdot D_t^2 = 1,13 \text{E-}3 \text{ m}^2$$

$$N_t' = \text{numero de tubs per cada pas} = 227/2 = 113$$

$$v_t = \frac{2,06}{3,009 \cdot 1,13 \text{E-}3 \cdot 113}$$

$$v_t = 5,3 \text{ m/s}$$

La velocitat del fluid pels tubs entra dins els paràmetres estipulats ja que per a corrents gasosos a alta pressió es recomana una velocitat pel vapor d'aigua entre 5 i 10 m/s.

*Selecció del numero i separació de les pantalles deflectores:*

Escollim una distància igual al diàmetre del feix de tubs,  $B = D_b = 0,7 \text{ m}$

I el número de pantalles deflectores ve donat per:  $N_p = L/B - 1 = 4/0,7 - 1 = 4,6 = 5$   
pantalles

Determinació de coeficient global de transmissió*Coeficient de convecció pels tubs*

Com que el vapor d'aigua condensa als tubs, hem d'utilitzar la següent equació<sup>2</sup>, i que s'utilitza per a corrents que condensen al interior de tubs horitzontals:

$$h_t = 0,761 * \left( \frac{K_L^3 * \rho_L * (\rho_L - \rho_V) * g}{m_t * \mu_L} \right)^{1/3}$$

On:

$K_L$  = conductivitat del condensat (w/m°C) = 0,685

$\rho_L$  = densitat del condensat (Kg/m<sup>3</sup>) = 895

$\rho_V$  = densitat del corrent del vapor (Kg/m<sup>3</sup>) = 3,009

$g$  = acceleració gravetat: 9,81m/s<sup>2</sup>

$\mu_L$  viscositat del condensat = 1,70E-4 (Kg/m·s)

$m_t$  = cabal màssic per metre de tub =  $m_{tubs} / (Nt' \cdot L \cdot 3600) = 2,2E-3$  (Kg/m·s)

$$h_t = 14217 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia ens indica que el coeficient individual de transferència de calor per vapors que condensen, ha de estar entre [5000-18000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant el valor trobat es correcte

*Càlcul del coeficient d'intercanvi de calor per carcassa:*

Per calcular el coeficient individual de carcassa, hem utilitzat una equació de Mostinski:

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * P_c^{0,69} * \left( \frac{q}{A} \right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$

$P_c$  és la pressió crítica del fluid de procés (5,77E6 Pa)

$P$  es la pressió del fluid que passa per carcassa (100E3 Pa)

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * 5,77E6^{0,69} * \left( \frac{4,29E6}{113,9} \right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left( \frac{100E3}{5,77E6} \right)^{0,17} + 4 * \left( \frac{100E3}{5,77E6} \right)^{1,2} + 10 * \left( \frac{100E3}{5,77E6} \right)^{10} \right]$$

$$h_s = 2540 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia es pot veure que el coeficient individual de transferència de calor (film coefficients), per solucions aquoses que s'evaporen, ha d'estar entre [4000-12000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant esta per sota del rang, fet que vol dir que la transferència de calor és menys bona, del que s'esperaria. Això es pot explicar ja que el fluid de procés no és del tot una solució aquosa, ja que també conté components orgànics, i per solucions orgàniques el valor del 'film coeficient' és molt menor.

#### *Càlcul de U*

a) Càlcul U sense tenir en compte les incrustacions:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

On:

$D_E$  és el diàmetre extern dels tubs (m)

$D_I$  és el diàmetre intern dels tubs (m)

$h_s$  és el coeficient global de transmissió per carcassa (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_t$  és el coeficient global de transmissió per tubs (W/m<sup>2</sup>°C)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2540} + \frac{0,04}{0,038} \cdot \frac{1}{14217}$$

$$U=2174 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

b) Càlcul U amb les incrustacions suposades:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2540} + \frac{1}{2000} + \frac{0,04}{0,038} \cdot \frac{1}{5000} + \frac{0,04}{0,038} \cdot \frac{1}{14217}$$

$$U=862,1 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Si es calcula l'error entre la U suposada inicialment i la U calculada, s'observa que l'error és del 4,2%.

Per tant, es pot afirmar que el valor que s'ha suposat es correcte, perquè l'error al % màxim acceptable de diferència entre els dos valors, que és del 15%.

Comprovació del flux de calor:

Segons l'equació :

$$Q_{\max} = k_b \cdot \left(\frac{\text{pitch}}{d_e}\right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{Nt}}\right) \cdot (\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \rho_v)^{0,25}$$

On:

$Q_{\max}$  = flux de calor màxim transmès al sistema (w/m<sup>2</sup>)

$K_b = \text{pitch}^2$  (m)

Pitch = 1,25 · d<sub>e</sub>

d<sub>e</sub> = diàmetre extern dels tubs (m)

$\lambda$  = calor latent de vaporització del fluid de la carcassa (J/kg)

g = acceleració de la gravetat (m/s<sup>2</sup>)



$\rho_l, \rho_v$  densitats del líquid i del vapor respectivament ( $\text{Kg/m}^3$ )

$N_t = n^\circ$  de tubs en U

$\sigma$  = tensió superficial del líquid de la carcassa ( $\text{N/m}$ )

S'ha de complir que el flux de calor màxim transmès per un factor de 0,7 ha de ser més gran que el calor necessari a bescanviar per assegurar un bon funcionament del sistema.

En el nostre cas:

$$Q_{\max} = 119,8\text{E}3 \cdot 0,7 = 83,8\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

$$q/A = 4,29\text{E}6 / 113,9 = 37,6\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

i per tant es compleix que:  $83,8\text{E}3 > q/A$ , el sistema pot predir que transferirà el flux de calor necessari.

### Càlcul de les pèrdues de pressió<sup>3</sup>

S'utilitza la següent equació:

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{vap}} + \Delta P_{\text{condensat}}$$

i com que :  $\Delta P_{\text{condensat}} = \Delta P_{\text{total}} \cdot 0,5$

$$\Delta P_{\text{total}} = 1,5 \cdot \Delta P_{\text{vapor}}$$

$$\Delta P_{\text{vap}} = n_t \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L'}{D_t} \right) + 2,5 \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

$n_t = 2$  ( $n^\circ$  passos per tub)

$L = 4$  (m)

$D_t =$  diàmetre intern dels tubs (m)

---

<sup>3</sup> Chemical Engineering. Volume 6. Design. Ed. Pergamon Press

$$\rho_v = 3,009 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_t = m_t / (3600 \cdot \rho_v \cdot a_t) = 10,6 \text{ m/s}$$

On :

$m_t$  = cabal màssic dels tubs (Kg/h)

$$a_t' = (\pi/4) \cdot D_i^2 = 1,13 \text{E-}3 \text{ m}^2$$

$$a_t = N_t \cdot (a_t'/2) = 6,43 \text{E-}2 \text{ m}^2$$

$$G_t = m_t / a_t = 1,15 \text{E}5 \text{ kg/h m}^2$$

$$Re_t = D_i \cdot G_t / \mu = 85563$$

$\mu$  = viscositat del vapor de servei

$j_f$  = coeficient que es determina gràficament a partir del  $Re$

Ara ja es pot aplicar la fórmula per calcular les pèrdues de pressió del vapor:

El resultat obtingut és de  $\Delta P_{\text{total}} = 2,78 \text{E}3 \text{ Pa}$

Per tant aplicant la pèrdua de pressió total de 2,78KPa, està per sota dels 35KPa màxims assumibles en líquids de viscositats semblants a la del aigua

#### Temperatures i pressions de disseny:

Temperatures de treball:

	Entrada	Sortida
Carcassa (°C)	116,9	117,2
Tubs (°C)	158,8	158,8

Taula 11.38

La temperatura de disseny s'estableix per defecte com la màxima temperatura de treball + 20°C, i per queda:

$$T_{\text{disseny}} (\text{carcassa}) = 137^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{disseny}} (\text{tubs}) = 179^\circ\text{C}$$

Pressions de treball:

	Pressió (bar)
Carcassa	6
Tubs	100

Taula 11.39

La pressió de disseny s'estableix com el valor màxim entre el 1,1% de la pressió de treball o bé la pressió de treball + 2 bars. Per tant:

$$P_{\text{disseny}}(\text{carcassa}) = \max [(1,1 \cdot 1), (1+2)] = 3 \text{ bar}$$

$$P_{\text{disseny}}(\text{tubs}) = \max [(1,1 \cdot 6), (6+2)] = 8 \text{ bar}$$

Disseny mecànic:

a)Tapes

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D_{\text{carca}} = 47,2 \text{ in} \\ r = 10\% \cdot D = 4,7 \text{ in} \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E: 0.85

En general es calculen els gruixos només per la pressió més desfavorable (l'externa o bé l'interna)

## a.1) Per pressió interna

$$t1 = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

$$t1 = 0,099 \text{ in} = 2,52 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t1 \text{ total} = 9,0 \text{ mm}$$

## b) cilindre (virola de la carcassa)

## b.1) Per pressió interna

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E = 0,85

R: radi intern =  $D_{\text{carc}} / 2$

$$t2 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P}$$

$$t2 = 0,16 \text{ in} = 4,22 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t_2 \text{ total} = 14,3 \text{ m}$$

### **11.4.3.2.- Disseny Kettle Reboiler HC-302**

La finalitat d'aquest bescanviador kettle-reboiler és evaporar part del corrent residu que surt per cues a la columna de destil·lació C-302 i tornar-lo a introduir a la columna. El vapor d'aigua calefactor circula per tubs i el corrent de cues circula per carcassa. Hi ha dos corrents de sortida per carcassa: un corrent vapor amb el fluid de procés, que retorna a la columna, i un corrent líquid amb el fluid de procés que s'obté com a residu. L'equip treballa a pressió atmosfèrica. Pels tubs entrarà el vapor d'aigua saturat, a una pressió de 6 bars, i condensarà tot ell en el reboiler, sortint en forma de condensat.

Tot seguit es presenten les propietats físiques dels corrents d'entrada i sortida del reboiler:

#### **3.1- propietats físiques dels corrents**

<b>Propietats vapor aigua</b>	<b>Entrada (vapor)</b>	<b>Sortida (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	158,8	158,8
<b>Pressió (bar)</b>	6	6
<b>Fase</b>	Vapor	Líquid
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	1,421E-5	1,70E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	3,009	895
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,673	4,348
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	2,93E-2	0,684
<b>H (KJ/Kg)</b>	-13164	-15248
<b>PM (g/mol)</b>	18	18

Taula 11.40

<b>Propietats corrent que entra al reboiler: cues columna C-302</b>	<b>Entrada (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	100,9
<b>Pressió (bar)</b>	1
<b>Fase</b>	Líquid
<b>Cabal (Kg/h)</b>	1,57E4
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	9,3E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	948,8
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,39
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,38
<b>H (KJ/Kg)</b>	-9803E3
<b>PM (g/mol)</b>	36,12

Taula 11.41

<b>Propietats corrent que surt del reboiler</b>	<b>Sortida líquida: corrent 312</b>	<b>Sortida gasosa: retorn a C-302</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	102,8	117,8
<b>Pressió (bar)</b>	1	1
<b>Fase</b>	Líquid	Vapor
<b>Cabal (Kg/h)</b>	4810	1,08E4
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	9,6E-4	9,0E-6
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	947,87	1,09
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,15	1,5
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,316	2,03E-2
<b>H (KJ/Kg)</b>	-9027,2E3	-9137,4E3
<b>PM (g/mol)</b>	41,8	34,07

Taula 11.42

Balanç tèrmic

Es fa circular el fluid més calent pels tubs per tal d'evitar pèrdues de calor per contacte amb l'exterior i així també evitem que en cas de fuga el fluid més calent i a més pressió per tant amb més risc, surti a l'exterior.

Primerament, es calcula el cabal de vapor d'aigua necessari per evaporar parcialment el fluid de procés fent un balanç tèrmic:

$$q = m_t \cdot C_{p_t} \cdot (T_1 - T_2) = m_s \cdot C_{p_s} \cdot (T_2' - T_1')$$

s: carcassa

t: tubs

m: Kg/s

C<sub>p</sub>: J/Kg°C

q: J/s

$$\text{On } C_p \cdot \Delta T = \Delta H$$

Fent el balanç a tots els corrents d'entrada i sortida de la carcassa obtenim el calors bescanviat:

$$q = m_{\text{sort vap}} \cdot \Delta H + m_{\text{sort liq}} \cdot \Delta H - m_{\text{ent}} \cdot \Delta H$$

$$q = 1,09E4 \text{ Kg/h} \cdot (-9,14E6 \text{ J/Kg}) + 4,81E3 \text{ Kg/h} \cdot (-9,03E6 - 7,53E6 \text{ J/Kg}) - 1,57E4 \text{ Kg/h} \cdot (-9,8E6 \text{ J/kg}) = 1,10E10 \text{ J/h}$$

i per tant el cabal de vapor d'aigua per tubs serà:

$$q = m_t \cdot \Delta H = m_t \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$1,54E10 \text{ J/h} = m_t \cdot (-1,32E7 \text{ J/kg} - (-1,52E7 \text{ J/kg}))$$

$$m_t = 5,26E3 \text{ kg/h}$$

Càlcul de la DTML:

Els corrents circularan en contracorrent, perquè aquest és el recomanat per increments de temperatures considerables:

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 57,95^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 56,05^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ML} = 56,9^\circ\text{C}$$

pels Kettles-Reboilers no és necessari corregir la DTML i per tant queda  $(\Delta T_{ML})_c = 56,9^\circ\text{C}$

Selecció del intercanviador

Coefficient global U:

Segons la bibliografia, per reboilers on el fluid calent és vapor d'aigua saturat, i el fluid de procés, fluid fred, és de substàncies orgàniques, els valors típics són de [900-1200]w/m<sup>2</sup>·°C. Suposarem un valor de 1000 w/m<sup>2</sup>·°C ja que després, tenint en compte els factors d'embrutiment i els coeficients individuals de carcassa i tubs del sistema s'ha de complir que el valor suposat sigui semblant al calculat.

$$U_b = 1000 \text{ w/m}^2\text{°C}$$



Factor d'incrustacions

A partir de dades bibliogràfiques<sup>4</sup>, es pot estimar el valor dels factors d'incrustacions:

$$h_R \text{ tubs} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_R \text{ carcassa} = 2000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Càlcul de l'àrea de bescanvi

Es calcula l'àrea de contacte que cal entre els dos fluids per obtenir el salt tèrmic que desitgem:

$$A = \frac{q}{U_B \cdot \Delta T_{ML}}$$

on

$$q = 1,10 \text{ E}10 \text{ J/h}$$

$$U_B = 1000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{ml} = 56,9$$

$$\text{Per tant } A = 53,4 \text{ m}^2$$

Selecció de les característiques dels tubs<sup>3</sup>

Posarem entre parèntesis els valors estàndard, i al costat el valor que hem escollit pel nostre cas.

$$\text{Longitud } [5-16] \text{ ft} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Diàmetre extern } [15-50] \text{ mm} = 20 \text{ mm}$$


---

$$\text{Gruix } [1,6-3,2]\text{mm} = 1,9\text{mm}$$

Malla quadrada per facilitar el pas del vapor i no tenir gaires pèrdues de càrrega i facilitar la neteja pel costat de la carcassa.

$$\text{Pitch}=1,25 \cdot \text{Dext} = 25\text{mm}$$

Comprovació de les característiques del tub

- Càlcul de l'àrea d'intercanvi de calor d'un sol tub:

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L$$

$$A_t = \pi \cdot 0,02 \cdot 2$$

$$A_t = \mathbf{0,126m^2}$$

- Càlcul del número de tubs necessaris per refredar el cabal desitjat:

$$N_t = A/A_t$$

$$N_t = 53,4/0,126$$

$$N_t = \mathbf{425 \text{ tubs}}$$

S'utilitzen 2 passos per tub i per tant, el numero de tubs ha de ser divisible per 2 (nºpassos per tub).

$$N_t' = 425/2 = 213$$

- Càlcul del diàmetre del feix de tubs:

S'utilitza una malla quadrangular per la distribució del feix ja que permet un major contacte entre la superfície dels tubs i el fluid que circula per la carcassa.

S'utilitzen 2 passos per tub i pitch quadrat per tant, el valors trobats de  $k_1$  i  $n_1$  són els següents:

$$k_1 = 0,156$$

$$n_1 = 2,291$$

Per calcular el diàmetre de feix de tubs s'utilitza la següent equació:

$$D_B = D_E \cdot \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

$$D_B = 0,46 \text{ m}$$

#### Selecció de capçals i carcassa.

S'utilitza un capçal final de tipus T, aquest és desmuntable i per això permet netejar fàcilment els tubs de les incrustacions acumulades. El capçal inicial serà de tipus A ja que també permet ser desmuntat.

#### Càlcul del diàmetre de la carcassa:

S'utilitza la següent relació de la bibliografia:  $D_s/D_b = [1,3-1,7]$

$$D_s/D_b = [1,3-1,5]$$

$$D_s = 0,78 \text{ m}$$

#### **Altres paràmetres del dimensionat de la carcassa**

Fixem  $h_l$  = alçada del líquid = 60%  $D_s$  ;  $h_l = 0,47 \text{ m}$

Per tant l'espai lliure de líquid pel vapor serà:

$D_s - h_l$  = freeboard = 0,31 m es recomana superior a 0,25m, per tant ho complim.

La superfície d'ebullició del líquid es recomana que no sobrepassi 0,0508m, en el nostre cas és:

Espai ebullició =  $h_l - D_b = 0,006 \text{ m}$ , per tant també ho complim

L'esquema per tant quedaria així:

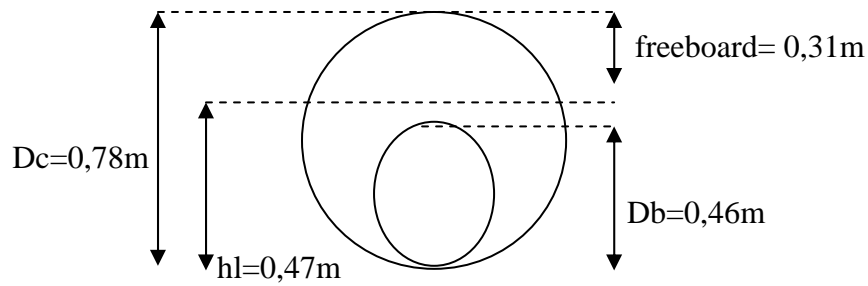


Figura 11.14

Comprovació de la velocitat del vapor per carcassa:

$$h = hl - Ds/2 = 0,47 - 0,31/2 = 0,078m$$

c) amplada del nivell de líquid

$$I = 2 \cdot (r^2 - h^2)$$

$$R = Ds/2$$

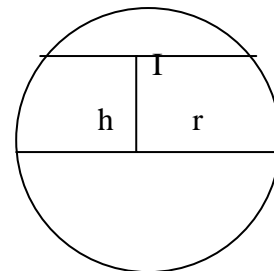


Figura 11.15

$$I = 0,77m$$

b) àrea superficial del líquid

$$Al = I \cdot (L/2) = 0,77 \text{ m}^2$$

c) velocitat del vapor a la superfície de la carcassa

$$v = \frac{m}{3600 \cdot \rho_v \cdot A_l}$$

on :

$m$  és el cabal màssic de fluid a la carcassa (Kg/h)

$\rho_v$  és la densitat del vapor de la carcassa ( $\text{kg/m}^3$ )

$A_f$  és l'àrea superficial del líquid ( $\text{m}^2$ )

$$v = 0,62 \text{ m/s}$$

$$v_{\max} = 0,2 \cdot ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{0,5} = 5,8 \text{ m/s}$$

És recomanable que la velocitat del vapor a la carcassa no sigui molt alta per evitar l'arrossegament del líquid.

S'ha de complir  $v_{\max} > v$  per tant és correcte.

#### Comprovació de les propietats del bescanviador:

Cal comprovar que la relació entre la longitud i el diàmetre del bescanviador estigui comprès entre els valors 4 i 6. En el nostre cas:

$$L/D_s = 2/0,46$$

$$L/D_s = 4,2$$

S'observa que el nostre bescanviador té les proporcions desitjades.

#### Càlcul de la velocitat del vapor pels tubs:

$$v_t = \frac{m}{\rho \cdot A_{\text{pas tub}} \cdot N_t}$$

$$A_{\text{pas tub}} = (\pi/4) \cdot D_t^2 = 2,65 \text{E-}4 \text{ m}^2$$

$$N_t = \text{numero de tubs per cada pas} = 425/2 = 213$$

$$v_t = \frac{2,65E-4}{3,009 * 2,65E-4 * 213}$$

$$v_t = 8,59 \text{ m/s}$$

La velocitat del fluid pels tubs entra dins els paràmetres estipulats ja que per a corrents gasosos a alta pressió es recomana una velocitat pel vapor d'aigua entre 5 i 10 m/s.

Selecció del numero i separació de les pantalles deflectores:

S'escull una distància igual al diàmetre del feix de tubs,  $B = D_b = 0,46 \text{ m}$

I el número de pantalles deflectores ve donat per:  $N_p = L/B - 1 = 2/0,4 - 1 = 3,2 = 4$  pantalles

Determinació de coeficient global de transmissió

Coeficient de convecció pels tubs

Com que el vapor d'aigua condensa als tubs, hem d'utilitzar la següent equació<sup>5</sup>, i que s'utilitza per a corrents que condensen al interior de tubs horitzontals:

$$h_t = 0,761 * \left( \frac{K_L^3 * \rho_L * (\rho_L - \rho_V) * g}{m_t * \mu_L} \right)^{1/3}$$

On:

$K_L$  = conductivitat del condensat ( $\text{W/m}^\circ\text{C}$ ) = 0,685

$\rho_L$  = densitat del condensat ( $\text{Kg/m}^3$ ) = 895

$\rho_V$  = densitat del corrent del vapor ( $\text{Kg/m}^3$ ) = 3,009

$g$  = acceleració gravetat:  $9,81 \text{ m/s}^2$

$\mu_L$  viscositat del condensat =  $1,70E-4$  ( $\text{Kg/m}\cdot\text{s}$ )

$m_t$  = cabal màssic per metre de tub =  $m_{\text{tubs}} / (N_t \cdot L \cdot 3600) = 1,71E-3$  ( $\text{Kg/m}\cdot\text{s}$ )

$$h_t = 15596 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia s'indica que el coeficient individual de transferència de calor per vapors que condensen, ha de estar entre [5000-18000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant el valor trobat es correcte.

Càlcul del coeficient d'intercanvi de calor per carcassa:

Per calcular el coeficient individual de carcassa, hem utilitzat una equació de Mostinski:

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * P_c^{0,69} * \left(\frac{q}{A}\right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0,17} + 4 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{1,2} + 10 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{10} \right]$$

$P_c$  és la pressió crítica del fluid de procés (5,77E6 Pa)

$P$  es la pressió del fluid que passa per carcassa (100E3 Pa)

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * 5,77E6^{0,69} * \left(\frac{3,05E6}{53,4}\right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{0,17} + 4 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{1,2} + 10 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{10} \right]$$

$$h_s = 3400 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia es pot trobar que el coeficient individual de transferència de calor (film coeficients), per solucions aquoses que s'evaporen, ha d'estar entre [4000-12000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant esta per sota del rang, fet que vol dir que la transferència de calor és menys bona, del que s'esperaria. Això es pot explicar ja que el fluid de procés no és del tot una solució aquosa, ja que també conté components orgànics, i per solucions orgàniques el valor del 'film coeficient' és molt menor.

Càlcul de U

a) Càlcul U sense tenir en compte les incrustacions:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{3400} + \frac{0,02}{0,018} \cdot \frac{1}{15596}$$

$$U=2833 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

b) Càlcul U amb les incrustacions suposades:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{3400} + \frac{1}{2000} + \frac{0,02}{0,018} \cdot \frac{1}{5000} + \frac{0,02}{0,018} \cdot \frac{1}{15596}$$

$$U=949,7 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Si es calcula l'error entre la U suposada inicialment i la U calculada, s'observa que l'error és del 5%.

Per tant, es pot afirmar que el valor que s'ha suposat es correcte, perquè l'error al % màxim acceptable de diferència entre els dos valors, que és del 15%.

Comprovació dle flux de calor:

Segons l'equació :

$$Q_{\max} = k_b \cdot \left(\frac{pitch}{d_e}\right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{Nt}}\right) \cdot (\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \rho_v)^{0,25}$$



On:

$Q_{\max}$  = flux de calor màxim transmès al sistema ( $\text{w/m}^2$ )

$K_b = \text{pitch}^2$  (m)

Pitch =  $1,25 \cdot d_e$

$d_e$  = diàmetre extern dels tubs (m)

$\lambda$  = calor latent de vaporització del fluid de la carcassa (J/kg)

$g$  = acceleració de la gravetat ( $\text{m/s}^2$ )

$\rho_l, \rho_v$  densitats del líquid i del vapor respectivament ( $\text{Kg/m}^3$ )

$N_t$  = n° de tubs en U

$\sigma$  = tensió superficial del líquid de la carcassa (N/m)

S'ha de complir que el flux de calor màxim transmès per un factor de 0,7 ha de ser més gran que el calor necessari a bescanviar per assegurar un bon funcionament del sistema.

En aquest cas:

$$Q_{\max} = 145,6\text{E}3 \cdot 0,7 = 101,9\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

$$q/A = 3,05\text{E}6 / 53,4 = 57\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

i per tant es compleix que:  $101,9\text{E}3 > q/A$ , el sistema pot predir que transferirà el flux de calor necessari.

### Càlcul de les pèrdues de pressió

S'utilitza la següent equació:

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{vap}} + \Delta P_{\text{condensat}}$$

i com que :  $\Delta P_{\text{condensat}} = \Delta P_{\text{total}} \cdot 0,5$

$$\Delta P_{\text{total}} = 1,5 \cdot \Delta P_{\text{vapor}}$$

$$\Delta P_{vap} = n_t \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L'}{D_i} \right) + 2,5 \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

$n_t = 2$  (nº passos per tub)

$L = 2$  (m)

$D_i =$  diàmetre intern dels tubs (m)

$\rho_v = 3,009 \text{ Kg/m}^3$

$$V_t = m_t / (3600 \cdot \rho_v \cdot a_t) = 17,2 \text{ m/s}$$

On :

$m_t =$  cabal màssic dels tubs (Kg/h)

$$a_t' = (\pi/4) \cdot D_i^2 = 2,66\text{E-}4 \text{ m}^2$$

$$a_t = N_t \cdot (a_t'/2) = 2,83\text{E-}2 \text{ m}^2$$

$$G_t = m_t / a_t = 1,86\text{E}5 \text{ kg/h m}^2$$

$$Re_t = D_i \cdot G_t / \mu = 66928$$

$\mu =$  viscositat del vapor de servei

$j_f =$  coeficient que es determina gràficament a partir del  $Re$

Ara ja es pot aplicar la fórmula per calcular les pèrdues de pressió del vapor:

El resultat obtingut és de  $\Delta P_{total} = 7,96\text{E}3 \text{ Pa}$

Per tant aplicant la pèrdua de pressió total de 7,9KPa, està per sota dels 35KPa màxims assumibles en líquids de viscositats semblants a la del aigua

Temperatures i pressions de disseny:

Temperatures de treball:

	Entrada	Sortida
Carcassa (°C)	100,9	102,8
Tubs (°C)	158,8	158,8

Taula 11.43

La temperatura de disseny s'estableix per defecte com la màxima temperatura de treball + 20°C, i per tant ens queda:

$$T_{\text{disseny}} (\text{carcassa}) = 123^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{disseny}} (\text{tubs}) = 179^{\circ}\text{C}$$

Pressions de treball:

	Pressió (bar)
Carcassa	6
Tubs	100

Taula 11.44

La pressió de disseny s'estableix com el valor màxim entre el 1,1% de la pressió de treball o bé la pressió de treball + 2 bars. Per tant:

$$P_{\text{disseny}} (\text{carcassa}) = \max [(1,1 \cdot 1), (1+2)] = 3 \text{ bar}$$

$$P_{\text{disseny}} (\text{tubs}) = \max [(1,1 \cdot 6), (6+2)] = 8 \text{ bar}$$

Disseny mecànic:

a)Tapes

S'ha escollit un fons toriesfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D_{\text{carca}} = 31,0 \text{ in} \\ r = 10\% \cdot D = 3,1 \text{ in} \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E: 0.85

En general es calculen els gruixos només per la pressió més desfavorable (l'externa o bé l'internal)

a.1) Per pressió interna

$$t1 = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

$$t1 = 0,0655 \text{ in} = 1,66 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t1 \text{ total} = 6,2 \text{ mm}$$

b) cilindre (virola de la carcassa)

b.1) Per pressió interna

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E = 0,85

R: radi intern =  $D_{\text{carc}} / 2$

$$t_2 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P}$$

$$t_2 = 0,109 \text{ in} = 2,77 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t_2 \text{ total} = 9,8 \text{ mm}$$

**11.4.3.3.- Disseny Kettle Reboiler H-301**

La finalitat d'aquest bescanviador kettle-reboiler és evaporar part del corrent líquid que surt del flaix CF-302 per introduir-lo al últim flaix, CF-303. El vapor d'aigua saturat circula per tubs a una pressió de 6 bars, i el corrent que es vaporitza parcialment, el líquid de procés, circula per carcassa a pressió atmosfèrica. Hi ha dos corrents de sortida per carcassa: el corrent gasós que surt per la part superior del kettle, amb el líquid de procés gasificat, i un corrent líquid que surt per la part inferior amb el líquid de procés que no s'ha vaporitzat. Per tubs tot el vapor saturat condensarà i per tant pels tubs només sortirà condensat.

Tot seguit es presenten les propietats físiques dels corrents d'entrada i sortida del reboiler:

**Propietats físiques dels corrents**

<b>Propietats vapor aigua</b>	<b>Entrada (vapor)</b>	<b>Sortida (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	158,8	158,8
<b>Pressió (bar)</b>	6	6
<b>Fase</b>	Vapor	Líquid
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	1,421E-5	1,70E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	3,009	895
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,673	4,348
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	2,93E-2	0,684
<b>H (KJ/Kg)</b>	-13164E3	-15248E3
<b>PM (g/mol)</b>	18	18

Taula 11.45

<b>Propietats corrent que entra al reboiler: 321</b>	<b>Entrada (líquid)</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	92,8
<b>Pressió (bar)</b>	1
<b>Fase</b>	Líquid
<b>Cabal (Kg/h)</b>	9970
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	5,13E-4
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	954,35
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	2,197
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,207
<b>H (KJ/Kg)</b>	-7693,8E3
<b>PM (g/mol)</b>	54,5

Taula 11.46

<b>Propietats corrent que surt del reboiler: 322</b>	<b>Sortida líquida</b>	<b>Sortida gasosa</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	131,03	131,03
<b>Pressió (bar)</b>	1	1
<b>Fase</b>	Líquid	Vapor
<b>Cabal (Kg/h)</b>	32,5	9937,6
<b>Viscositat (Ns/m<sup>2</sup>)</b>	3,5E-4	8,83E-6
<b>Densitat (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	2787	1,61
<b>Cp (KJ/Kg K)</b>	182,6	1,39
<b>Conductivitat (W/m*K)</b>	0,139	1,92E-2
<b>H (KJ/Kg)</b>	3771,9E3	-7157,8E3
<b>PM (g/mol)</b>	148,7	54,4

Taula 11.47

Balanç tèrmic

Es fa circular el fluid més calent pels tubs per tal d'evitar pèrdues de calor per contacte amb l'exterior i així també evitem que en cas de fuga el fluid més calent i a més pressió, per tant amb més risc, surti a l'exterior.

Primerament, es calcula el cabal de vapor d'aigua necessari per evaporar parcialment el fluid de procés fent un balanç tèrmic:

$$q = m_t \cdot C_{p_t} \cdot (T_1 - T_2) = m_s \cdot C_{p_s} \cdot (T_2' - T_1')$$

s: carcassa

t: tubs

m: Kg/h

Cp: J/Kg°C

q: J/h

$$\text{On } C_p \cdot \Delta T = \Delta H$$

Fent el balanç a tots els corrents d'entrada i sortida de la carcassa obtenim el calors bescanviat:

$$q = m_{\text{sort vap}} \cdot \Delta H + m_{\text{sort liq}} \cdot \Delta H - m_{\text{ent}} \cdot \Delta H$$

$$q = 9937,9 \text{ Kg/h} \cdot (-7,16 \text{E}6 \text{ J/Kg}) + 32,5 \text{ Kg/h} \cdot (3,78 \text{E}6 \text{ J/Kg}) - 9970 \text{ Kg/h} \cdot (-7,69 \text{E}6 \text{ J/kg}) = 5,7 \text{E}9 \text{ J/h}$$

i per tant el cabal de vapor d'aigua per tubs serà:

$$q = m_t \cdot \Delta H = m_t \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$5,7 \text{E}9 \text{ J/h} = m_t \cdot (-1,32 \text{E}7 \text{ J/kg} - (-1,52 \text{E}7 \text{ J/kg}))$$

$$m_t = 2,74 \text{E}3 \text{ kg/h}$$



Càlcul de la DTML:

Els corrents circularan en contracorrent, perquè aquest és el recomanat per increments de temperatures considerables:

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 27,82^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 66,03^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ML} = 44,2^\circ\text{C}$$

pels Kettles-Reboilers no és necessari corregir la DTML i per tant queda  $(\Delta T_{ML})_c = 44,2^\circ\text{C}$

Selecció del intercanviador

Coeficient global U:

Segons la bibliografia, per reboilers on el fluid calent és vapor d'aigua saturat, i el fluid de procés, fluid fred, és de substàncies orgàniques, els valors típics són de  $[900-1200]\text{W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$ . Suposarem un valor de  $950\text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$  ja que després, tenint en compte els factors d'embrutiment i els coeficients individuals de carcassa i tubs pel nostre sistema s'ha de complir que el valor suposat sigui semblant que el calculat.

$$U_b = 950\text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

Factor d'incrustacions

A partir de dades bibliogràfiques<sup>6</sup>, podem estimar el valor dels factors d'incrustacions:

$$h_R \text{ tubs} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_R \text{ carcassa} = 2000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Càlcul de l'àrea de bescanvi

Es calcula l'àrea de contacte que cal entre els dos fluids per obtenir el salt tèrmic que desitgem:

$$A = \frac{q}{U_B \cdot \Delta T_{ML}}$$

on

$$q = 5,7 \text{ EJ/h}$$

$$U_B = 950 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{ml} = 44,2$$

$$\text{Per tant } A = 37,6 \text{ m}^2$$

Selecció de les característiques dels tubs<sup>3</sup>

Es posa entre parèntesis els valors estàndard, i al costat el valor que s'ha escollit per aquest cas

Longitud [5-16]ft = 3 m

Diàmetre extern [15-50]mm = 25mm

Gruix [1,6-3,2]mm = 2mm

Malla quadrada per facilitar el pas del vapor i no tenir gaires pèrdues de càrrega i facilitar la neteja pel costat de la carcassa.

Pitch=1,25·Dext =31,2mm

### Comprovació de les característiques del tub

- Càlcul de l'àrea d'intercanvi de calor d'un sol tub:

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L$$

$$A_t = \pi \cdot 0.025 \cdot 3$$

$$A_t = 0,236 \text{ m}^2$$

- Càlcul del número de tubs necessaris per refredar el cabal desitjat:

$$N_t = A / A_t$$

$$N_t = 37,6 / 0,236$$

$$N_t = 160 \text{ tubs}$$

S'utilitza 2 passos per tub i per tant, el numero de tubs ha de ser divisible per 2 (nºpassos per tub).

$$N_t' = 160 / 2 = 80$$

- Càlcul del diàmetre del feix de tubs:

S'utilitza una malla quadrangular per la distribució del feix ja que permet un major contacte entre la superfície dels tubs i el fluid que circula per la carcassa.

S'utilitzen 2 passos per tub i pitch quadrat per tant, el valors trobats de  $k_1$  i  $n_1$  són els següents:

$$k_1=0,156$$

$$n_1=2,291$$

Per calcular el diàmetre de feix de tubs s'utilitza la següent equació:

$$D_B = D_E \cdot \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

$$D_B=0,51 \text{ m}$$

#### Selecció de capçals i carcassa.

Utilitzem un capçal final de tipus T, aquest és desmuntable i per això ens permet netejar fàcilment els tubs de les incrustacions acumulades. El capçal inicial serà de tipus A ja que també permet ser desmuntat.

#### Càlcul del diàmetre de la carcassa:

S'utilitza la següent relació de la bibliografia:  $D_s/D_b=[1,3-1,7]$

$$D_s/D_b=[1,3-1,5]$$

$$\mathbf{D_s=0,87 \text{ m}}$$

#### Càlcul d'altres paràmetres del disseny de la carcassa:

Es fixa  $h_l$  = alçada del líquid = 60%  $D_s$  ;  $h_l=0,52\text{m}$

Per tant l'espai lliure de líquid pel vapor serà:

$D_s - h_l$  = freeboard = 0,348 m es recomana superior a 0,25m, per tant es compleix.

La superfície d'ebullició del líquid es recomana que no sobrepassi 0,0508m, en aquest cas és:

Espai ebullició=hl- Db = 0,007m, per tant també ho complim

L'esquema per tant quedaria així:

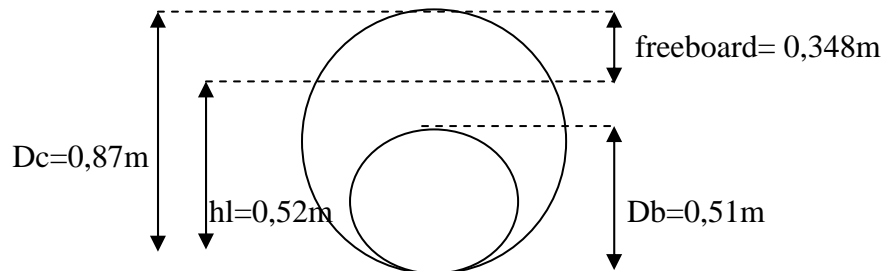


Figura 11.16

Comprovació de la velocitat del vapor per carcassa:

$$h = hl - Ds/2 = 0,5 - 0,8/2 = 0,08m$$

d) amplada del nivell de líquid

$$I = 2 \cdot (r^2 - h^2)$$

$$R = Ds/2$$

$$I = 0,85m$$

b) àrea superficial del líquid

$$A_l = I \cdot (L/2) = 1,2 \text{ m}^2$$

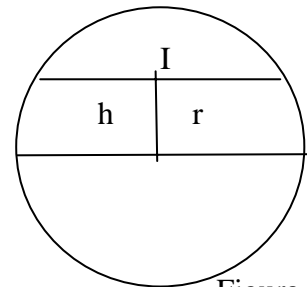


Figura 11.17

c) velocitat del vapor a la superfície de la carcassa

$$v = \frac{m}{3600 \cdot \rho_v \cdot A_l}$$

on :

m és el cabal màssic de fluid a la carcassa (Kg/h)

$\rho_v$  és la densitat del vapor de la carcassa (kg/m<sup>3</sup>)

$A_l$  és l'àrea superficial del líquid (m<sup>2</sup>)

$$v = 0,19 \text{ m/s}$$

tot seguit es calcula la velocitat màxima

$$v_{\max} = 0,2 \cdot ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{0,5} = 4,85 \text{ m/s}$$

on:

$\rho_v$  es la densitat del vapor (Kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_l$  és la densitat del líquid (kg/m<sup>3</sup>)

És recomanable que la velocitat del vapor a la carcassa no sigui molt alta per evitar l'arrossegament del líquid.

S'ha de complir  $v_{\max} > v$  per tant és correcte.

Comprovació de les propietats del bescanviador:

Cal comprovar que la relació entre la longitud i el diàmetre del bescanviador estigui comprès entre els valors 4 i 6. En el nostre cas:

$$L/D_s=3/0,5$$

$$L/D_s=5,8$$

S'observa que el nostre bescanviador té les proporcions desitjades.

*Càlcul de la velocitat del vapor pels tubs:*

$$v_t = \frac{m}{\rho \cdot A_{pas\ tub} \cdot N_t}$$

$$m_t = \text{cabal màssic dels tubs} = 2,74E3 \text{ kg/h} = 7,6E-1 \text{ kg/s}$$

$$A_{pas\ tub} = (\pi/4) \cdot D_t^2 = 3,46E-4 \text{ m}^2$$

$$N_t' = \text{numero de tubs per cada pas} = 160/2 = 80$$

$$v_t = \frac{7,6E-1}{3,009 \cdot 3,46E-4 \cdot 80}$$

$$v_t = 9,1 \text{ m/s}$$

La velocitat del fluid pels tubs entra dins els paràmetres estipulats ja que per a corrents gasosos a alta pressió es recomana una velocitat pel vapor d'aigua d'entre 5 i 10 m/s.

*Selecció del numero i separació de les pantalles deflectores:*

S'escull una distància igual al diàmetre del feix de tubs,  $B = D_b = 0,5 \text{ m}$

I el número de pantalles deflectores ve donat per:  $N_p = L/B - 1 = 3/0,5 - 1 = 4,8 = 5$  pantalles.

Determinació de coeficient global de transmissióCoeficient de convecció pels tubs

Com que el vapor d'aigua condensa als tubs, hem d'utilitzar la següent equació<sup>7</sup>, i que s'utilitza per a corrents que condensen al interior de tubs horitzontals:

$$h_t = 0,761 * \left( \frac{K_L^3 * \rho_L * (\rho_L - \rho_V) * g}{m_t * \mu_L} \right)^{1/3}$$

On:

$K_L$  = conductivitat del condensat (w/m°C) = 0,685

$\rho_L$  = densitat del condensat (Kg/m<sup>3</sup>) = 895

$\rho_V$  = densitat del corrent del vapor (Kg/m<sup>3</sup>) = 3,009

g = acceleració gravetat: 9,81m/s<sup>2</sup>

$\mu_L$  viscositat del condensat = 1,70E-4 (Kg/m·s)

$m_t$  = cabal màssic per metre de tub =  $m_{tubs} / (Nt \cdot L \cdot 3600) = 3,17E-3$  (Kg/m·s)

$$h_t = 12722 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia s'indica que el coeficient individual de transferència de calor per vapors que condensen, ha de estar entre [5000-18000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant el valor trobat es correcte

Càlcul del coeficient d'intercanvi de calor per carcassa:

Per calcular el coeficient individual de carcassa, hem utilitzat una equació de Mostinski:

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * P_c^{0,69} * \left( \frac{q}{A} \right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 * \left( \frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$



$P_c$  és la pressió crítica del fluid de procés (5,77E6 Pa)

$P$  es la pressió del fluid que passa per carcassa (100E3 Pa)

$$h_s = 3,75 * 10^{-5} * 5,77E6^{0,69} * \left(\frac{1,58E6}{37,66}\right)^{0,7} * \left[ 1,8 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{0,17} + 4 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{1,2} + 10 * \left(\frac{100E3}{5,77E6}\right)^{10} \right]$$

$$h_s = 2790 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

A la bibliografia es pot trobar que el coeficient individual de transferència de calor (film coeficients), per solucions aquoses que s'evaporen, ha d'estar entre [4000-12000] w/m<sup>2</sup>°C, per tant estem per sota del rang, fet que vol dir que la transferència de calor és menys bona, del que s'esperaria. Això ho es pot explicar ja que el fluid de procés no és del tot una solució aquosa, ja que també conté components orgànics, i per solucions orgàniques el valors del 'film coeficient' és molt menor.

### Càlcul de U

a) Càlcul U sense tenir en compte les incrustacions:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

On:

$D_E$  és el diàmetre estern dels tubs (m)

$D_I$  és el diàmetre intern dels tubs (m)

$h_s$  és el coeficient global de transmissió per carcassa (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_t$  és el coeficient global de transmissió per tubs (W/m<sup>2</sup>°C)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{12722} + \frac{2,5E-2}{2,1E-2} \cdot \frac{1}{2790} = 0,000424 \text{ m}^2\text{C/W}$$

$$U=2357 \text{ W/m}^2\text{C}$$

b) Càlcul U amb les incrustacions suposades:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2790} + \frac{1}{2000} + \frac{2,5E-2}{2,1E-2} \cdot \frac{1}{5000} + \frac{2,5E-2}{2,1E-2} \cdot \frac{1}{12722}$$

$$U=889,5 \text{ W/m}^2\text{C}$$

Si es calcula l'error entre la U suposada inicialment i la U calculada, s'observa que l'error és del **6,3%**.

Per tant, es pot afirmar que el valor que s'ha suposat es correcte, perquè l'error al % màxim acceptable de diferència entre els dos valors, que és del 15%.

#### Comprovació del flux de calor:

Segons l'equació :

$$Q_{\max} = k_b \cdot \left(\frac{\text{pitch}}{d_e}\right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{Nt}}\right) \cdot (\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \rho_v)^{0,25}$$

On:

$Q_{\max}$  = flux de calor màxim transmès al sistema (w/m<sup>2</sup>)

$K_b = \text{pitch}^2$  (m)

Pitch = 1,25 · d<sub>e</sub>

d<sub>e</sub> = diàmetre extern dels tubs (m)

λ = calor latent de vaporització del fluid de la carcassa (J/kg)

g = acceleració de la gravetat (m/s<sup>2</sup>)

$\rho_l, \rho_v$  densitats del líquid i del vapor respectivament ( $\text{Kg/m}^3$ )

$N_t = n^\circ$  de tubs en U

$\sigma$  = tensió superficial del líquid de la carcassa ( $\text{N/m}$ )

S'ha de complir que el flux de calor màxim transmès per un factor de 0,7 ha de ser més gran que el calor necessari a bescanviar per assegurar un bon funcionament del sistema.

En aquest cas:

$$Q_{\max} = 195,3\text{E}3 \cdot 0,7 = 136,7\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

$$q/A = 1,58\text{E}6 / 37,69 = 42\text{E}3 \text{ w/m}^2$$

i per tant es compleix que:  $136,7\text{E}3 > q/A$ , el sistema pot predir que transferirà el flux de calor necessari.

### Càlcul de les pèrdues de pressió<sup>8</sup>

S'utilitza la següent equació:

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{vap}} + \Delta P_{\text{condensat}}$$

i com que :  $\Delta P_{\text{condensat}} = \Delta P_{\text{total}} \cdot 0,5$

$$\Delta P_{\text{total}} = 1,5 \cdot \Delta P_{\text{vapor}}$$

$$\Delta P_{\text{vap}} = n_t \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L'}{D_t} \right) + 2,5 \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

$n_t = 2$  ( $n^\circ$  passos per tub)

$L = 3$  (m)

$D_t$  = diàmetre intern dels tubs (m)

$\rho_v = 3,009 \text{ Kg/m}^3$

---

<sup>8</sup> Chemical Engineering. Volume 6. Design. Ed. Pergamon Press

$$V_t = m_t / (3600 \cdot \rho_v \cdot a_t) = 18,2 \text{ m/s}$$

On :

$m_t$  = cabal màssic dels tubs (Kg/h)

$$a_t' = (\pi/4) \cdot D_i^2 = 3,46E-4 \text{ m}^2$$

$$a_t = N_t \cdot (a_t'/2) = 1,39E-2 \text{ m}^2$$

$$G_t = m_t / a_t = 1,97E5 \text{ kg/h m}^2$$

$$Re_t = D_i \cdot G_t / \mu = 81023$$

$\mu$  = viscositat del vapor de servei

$j_f$  = coeficient que es determina gràficament a partir del  $Re$

Ara ja podem aplicar la fórmula per calcular les pèrdues de pressió del vapor:

El resultat obtingut és de  $\Delta P_{\text{total}} = 9,74E3 \text{ Pa}$

Per tant aplicant la pèrdua de pressió total de 9,7KPa, està per sota dels 35KPa màxims assumibles en líquids de viscositats semblants a la del aigua

Temperatures i pressions de disseny:

Temperatures de treball:

	Entrada	Sortida
Carcassa (°C)	92,81	131,0
Tubs (°C)	158,8	158,8

Taula 11.48

La temperatura de disseny s'estableix per defecte com la màxima temperatura de treball + 20°C, i per tant ens queda:

$$T_{\text{disseny}} (\text{carcassa}) = 151^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{disseny}} (\text{tubs}) = 179^{\circ}\text{C}$$

Pressions de treball:

	Pressió (bar)
Carcassa	6
Tubs	100

Taula 11.49

La pressió de disseny s'estableix com el valor màxim entre el 1,1% de la pressió de treball o bé la pressió de treball + 2 bars. Per tant:

$$P_{\text{disseny}} (\text{carcassa}) = \max [(1,1 \cdot 1), (1+2)] = 3 \text{ bar}$$

$$P_{\text{disseny}} (\text{tubs}) = \max [(1,1 \cdot 6), (6+2)] = 8 \text{ bar}$$

Disseny mecànic:

a) Tapes

S'ha escollit un fons torisfèric – decimal segons el qual:

$$\left. \begin{array}{l} L = 100\% \cdot D_{\text{carca}} = 34,2 \text{ in} \\ r = 10\% \cdot D = 3,4 \text{ in} \end{array} \right\} \frac{L}{r} = 10 \longrightarrow M = 1.54$$

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E: 0.85

En general calculem els gruixos només per la pressió més desfavorable (l'externa o bé l'interna)

## a.1) Per pressió interna

$$t1 = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P}$$

$$t1 = 0,072 \text{ in} = 1,83 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t1 \text{ total} = 6,8 \text{ mm}$$

## b) cilindre (virola de la carcassa)

## b.1) Per pressió interna

S: 1870 psi

Pint: 3 bars = 43,5 psi

E = 0,85

R: radi intern =  $D_{\text{carc}} / 2$

$$t2 = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P}$$

$$t2 = 0,12 \text{ in} = 3,06 \text{ mm}$$

Al gruix resultant se li han d'afegir uns sobregruixos:

1 mm → per corrosió

(0,07 · t) mm → per defectes de construcció

(0,1 · t) mm → per pèrdues en plegar una xapa d'acer

$$t2 \text{ total} = 10,7 \text{ mm}$$

**11.4.4.- Disseny de Heater****11.4.4.1.- Disseny de Heater H-101**

Aquest és el manual de càlcul del air-heater que gasifica el CO que surt dels tancs d'emmagatzematge.

En primer lloc és calcula el calor que s'ha d'extreure del CO per que es gasifiqui. Es passa de -170 a -140 °C.

$$q = m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2)$$

On:

q = calor a extreure de CO (KJ/h)

m = cabal de CO que s'ha d'esclafar (Kg/s)

C<sub>p</sub> = capacitat calorífica de l'aigua. 1 (KJ/Kg.°C)

T<sub>1</sub> = -140 °C

T<sub>2</sub> = -170 °C

Amb la calor que s'ha d'extreure és calcula l'àrea de bescanvi necessària per gasificar el CO.

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

On:

q = calor que s'ha de bescanviar. (KJ/h)

U = coeficient de transferència d'energia entre CO i l'aire. 50 (KJ/h·m<sup>2</sup>·°C)

A = àrea de bescanvi necessària per extreure la calor

ΔT<sub>ml</sub> =

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

On:

$T_1$  = Temperatura d'entrada del CO (-170 °C)

$T_2$  = Temperatura de sortida. (-140 °C)

$t_1$  = Temperatura d'entrada de l'aire (25 °C)

$t_2$  = Temperatura d'entrada de l'aire (22°C)

D'aquesta manera es troba l'àrea de bescanvi (35 m<sup>2</sup>). El heater disposa de vuit paletes per augmentar l'àrea de bescanvi de (0,5 m)

$$A_{\text{total}} = 8 \cdot A_{\text{paleta}}$$

$$A_{\text{paleta}} = 2 \cdot h_{\text{paleta}}$$



**11.5.- DISSENY DE BOMBES****11.5.1.- Definició de bomba**

- Les bombes són els equips encarregats de portar un fluid incompressible (líquid) d'un punt inicial (1) a un punt final (2). Es decidirà el tipus de bomba que s'utilitzarà, en funció de les característiques de treball. La classificació de bombes es la següent.

Classificació bomba		
	<b>Alternatives</b>	Pistó Èmbol Diafragma
	<b>Rotatòries</b>	Engranatges Lobulars Paletes Cargol Peristàltica
<b>Bomba de desplaçament positiu</b>		
<b>Bomba cinètiques</b>	<b>Flux radial</b>	
	<b>Flux axial</b>	
	<b>Flux mixt</b>	
	<b>Multietapes</b>	

Taula 11.50

Com s'observa es diferencien dos tipus de bombes:

**Bomba de desplaçament positiu** → el líquid es troba confinat a l'interior de la bomba i es desplaça cap a la sortida. Les pressions de treball són altes i els cabals moderats.

**Bombes cinètiques** → el líquid circula lliurement a l'interior de la bomba i és accelerat pel rodet. Aquesta energia cinètica és transformada en pressió. Els cabals de treball són elevats i les pressions de treball són moderades.

- A la planta totes les bombes són cinètiques, excepte 4 que són de desplaçament positiu (rotatòries), ja que són les que s'han de controlar. La seva col·locació sempre serà a peu de terra.

A continuació es nomenen els avantatges i desavantatges d'aquestes bombes:

Tipus bomba		Avantatges	Desavantatges
		Cost baix Cabal continu Ocupen poc espai Pressió de descàrrega elevat Ampli marge de cabals i viscositat No tenen vàlvules internes (NPSH) <sub>r</sub> baixos	Han d'estar bé ajustades No són bones per líquids amb sòlids amb suspensió Necessiten vàlvula de seguretat
	Bombes rotatòries		
Tipus bomba	Bombes cinètiques	Es poden girar en dues direccions Construcció senzilla Ocupen poc espai Cost baix Poden bombejar amb líquids que tinguin sòlids en suspensió Donen cabals continus (NPSH) <sub>r</sub> intermedis Existeix gran varietat No necessiten vàlvula de seguretat a la sortida	Amb una sola etapa, la P descàrrega no és molt elevada Necessiten ser encebades Necessiten una vàlvula antiretorn a la zona d'aspiració No funcionen bé amb fluids molt viscosos No s'utilitzen per cabals baixos

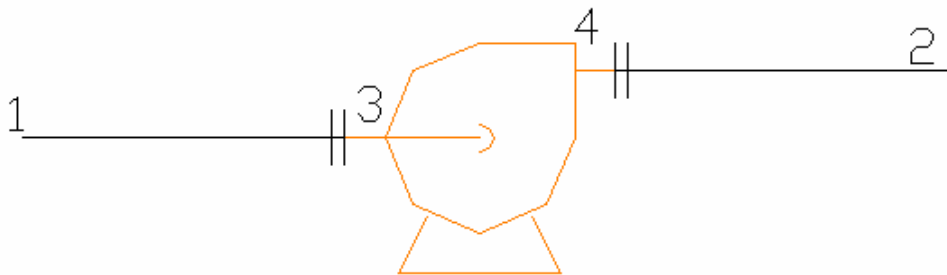
Taula 11.51

**11.5.2.- Càlcul de la potència i càrrega d'aspiració bomba**

Un cop decidit quin tipus de bomba s'utilitza, es realitzarà el càlcul de potència necessària per a que el fluid circuli per un tram determinat.

S'ha de determinar les pèrdues d'energia que pateix el fluid durant la circulació per la canonada, i a partir d'aquí, mitjançant un balanç d'energia mecànica es pot determinar la potència que li caldrà a la bomba. També es calcula la càrrega neta d'aspiració (NPSH) disponible, per tal d'evitar que la bomba cavi .

- Per tant els passos a seguir pel càlcul de la potència d'una bomba són els següents:



Punts:

Figura 11.18

- 1 → punt inicial de circulació
- 2 → punt final de circulació
- 3 → punt de succió bomba
- 4 → punt d'impulsió bomba

El tram de canonada 1-3, s'anomena tram d'aspiració (energia mínima que ha de tenir el fluid per arribar a la boca de la bomba); i el tram 4-2 s'anomena tram d'impulsió (energia que ha de tenir el fluid per poder arribar al punt final).

Càlcul de la potència

## 1.- Càlcul de la velocitat:

$$v = \frac{Q}{A}$$

$v$  = velocitat del fluid (m/s)

$Q$  = cabal del fluid (m<sup>3</sup>/s)

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \text{àrea de la canonada (m}^2\text{)}$$

$D$  = diàmetre de la canonada (m)

## 2.- Càlcul mòdul adimensional Reynolds i determinació del factor de Fanning:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

$Re$  = mòdul adimensional Reynolds

$\rho$  = densitat del fluid [kg/m<sup>3</sup>]

$\mu$  = viscositat del fluid [kg/m·s]

Per determinar el factor de Fanning es necessita la relació  $\frac{\varepsilon}{D}$ , on  $\varepsilon$  és la rugositat del material de la canonada (Figura 12.29). Mitjançant la gràfica de Moody ( $\frac{\varepsilon}{D}$  en funció de  $Re$ ) es determina el factor de Darcy (Figura 12.30). Aquest factor és 4 vegades el factor de Fanning, per tant per obtenir el valor del factor de Fanning:

$$f_{Fanning} = \frac{f_{Darcy}}{4}$$

## 3.- Determinació de les pèrdues de càrrega (ev):

$$ev = ev_{transrectes} + ev_{accidents}$$

$ev_{transrectes}$  = pèrdues de càrrega en trams rectes de canonades (J/kg)

$ev_{accidents}$  = pèrdues de càrrega en els accidents del procés (J/kg)

Per tal de simplificar els càlculs, s'ha considerat que les pèrdues de càrrega per accident són un 10% de les pèrdues de càrrega en els trams rectes. Per tant l'equació resultant és:

$$ev = ev_{transrectes} + 0,1 \cdot (ev_{transrectes})$$

Per calcular les pèrdues de càrrega en els trams rectes:

$$ev_{transrectes} = \frac{2 \cdot f \cdot L \cdot v^2}{D}$$

f = factor de Fanning

L = longitud de la canonada (m)

v = velocitat del fluid (m/s)

D = diàmetre de la canonada (m)

4.- Càlcul  $\hat{w}$  (J/kg), mitjançant el balanç d'energia mecànica entre el punt inicial (1) i punt final (2):

$$\frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + g(Z_2 - Z_1) + 0,5 \left( \frac{v_2^2}{\alpha_2} - \frac{v_1^2}{\alpha_1} \right) = \hat{w} - ev$$

$P_2$  = pressió al punt final (N/m<sup>2</sup>)

$P_1$  = pressió al punt inicial (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = densitat del fluid (kg/m<sup>3</sup>)

$Z_2$  = alçada del punt final (m)

$Z_1$  = alçada del punt inicial (m)

$v_2$  = velocitat del fluid al punt final (m/s)

$v_1$  = velocitat del fluid al punt inicial (m/s)

$\alpha_1$  i  $\alpha_2 = 1$

$ev$  = pèrdues de càrrega total (J/kg)

5.- Càlcul de la potència teòrica ( $W_{teòrica}$ ):

$$(W_{teòrica}) = \hat{w} \cdot m$$

$m$  = cabal màssic (kg/s)

6.- Càlcul de la potència teòrica ( $W_{real}$ ):

$$(W_{real}) = \frac{W_{teòrica}}{\eta}$$

$\eta$  = rendiment, 70%

( $W_{teòrica}$ ) = potència teòrica (kW)

A partir d'aquests valors es determinarà la potència que ha de tenir la bomba per poder creuar el tram de canonada i arribar al punt desitjat.

#### Càlcul de la càrrega d'aspiració disponible

- Per evitar la cavitació de la bomba (NPSH)disponible ha de ser 10% major que (NPSH)requerit. Per tant es calcularà l'(NPSH)disponible:

1.- Càlcul  $ev_a$

$$ev_a = ev_{a \text{ transrectes}} + 0,1 \cdot (ev_{a \text{ transrectes}})$$

$$ev_{a \text{ transrectes}} = \frac{2 \cdot f \cdot La \cdot v^2}{D}$$

2.- Càlcul càrrega d'aspiració,  $h_a$  :

$$h_a = \frac{1}{g} \cdot \left( \frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{\alpha_1} - ev_a \right) + (Z_1 - Z_3)$$

$g$  = acceleració de la gravetat (9,8 m/s<sup>2</sup>)

$P_1$  = pressió al punt inicial (N/m<sup>2</sup>)

$\rho$  = densitat del fluid (kg/m<sup>3</sup>)

$v_1$  = velocitat del fluid al punt inicial (m/s)

$Z_1$  = alçada del punt inicial (m)

$Z_3$  = alçada a la zona de succió de la bomba (m)

$ev_a$  = pèrdues de càrrega en el tram d'aspiració (J/kg)

## 3.- Càlcul de la pressió de vapor (Antoine)

$$\ln(P_{sat}) = A - \frac{B}{T + C}$$

A, B i C = constants per a l'equació d'Antoine de pressió de vapor

T = temperatura (K)

$P_{sat}$  = pressió de vapor (mmHg)

## 4.- Càlcul càrrega neta d'aspiració (NPSH) disponible:

$$(NPSH) = h_a - \frac{P_{sat}}{\rho \cdot g}$$

$P_{sat}$  = pressió de vapor (mmHg)

$h_a$  = càrrega d'aspiració (m)

$\rho$  = densitat del fluid (kg/m<sup>3</sup>)

$g$  = acceleració de la gravetat (9,8 m/s<sup>2</sup>)

**11.5.3.- Nomenclatura de les bombes**

- Les bombes es nomenen segons la següent seqüència:

B - Àrea i nº bomba -A/B

Aquesta nomenclatura significa:

B- abreviació bomba

Àrea i nº bomba : àrea en que es troba la bomba i el número que té.

A/B : estan duplicades, per tal d'evitar que es facin malbé.

Per exemple, la bomba B-101A/B, són les primeres (A i B) dues bombes que es troben a l'àrea 100.



**11.6.- DISSENY DE COMPRESSORS****11.6. 1.- Definició de compressor**

- Per transportar els fluids incompressibles es necessita la utilització de compressors. Aquest es poden classificar de la següent forma:

<b>Classificació de compressors</b>		
<b>Compressors desplaçament positiu</b>	Bufadors rotatoris	
	Compressors alternatius	
<b>Compressors cinètics</b>	Flux radial	Ventiladors Bufadors Compressors
	Flux axial	Ventiladors Bufadors Compressors

A la planta tots els compressors són cinètics, excepte 2 que és de desplaçament positiu, ja que s'ha de controlar.

**11.6.2.- Càlcul de la potència de compressors**

- Es necessari calcular la potència dels compressors, i es farà de la següent forma:

1.- Càlcul  $\hat{w}$ :

$$\hat{w} = \frac{\left( 1000 \cdot Z \cdot R \cdot T \cdot \ln \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \right)}{PM}$$

Z = factor de compressibilitat, 1

R = 8,314 J/mol·K

$T$  = temperatura a la zona de succió (K)

$P_1$  = pressió a la zona de descàrrega (N/m<sup>2</sup>)

$P_2$  = pressió a la zona de succió (N/m<sup>2</sup>)

$PM$  = pes molecular (g/mol)

2.- Càlcul de la potència teòrica ( $W_{teòrica}$ ):

$$(W_{teòrica}) = \hat{w} \cdot m$$

$m$  = cabal màssic (kg/s)

3.- Càlcul de la potència teòrica ( $W_{real}$ ):

$$(W_{real}) = \frac{W_{teòrica}}{\eta}$$

$\eta$  = rendiment, 80%

( $W_{teòrica}$ ) = potència teòrica (kW)

A partir d'aquests valors es determinarà la potència que ha de tenir el compressor per poder creuar el tram de canonada i arribar al punt desitjat.

### 11.6.3.- Nomenclatura dels compressors

- Els compressors es nomenen segons la següent seqüència:

P- Àrea i n° bomba -A/B

Aquesta nomenclatura significa:

P- abreviació compressor

Àrea i n° bomba : àrea en que es troba la bomba i el número que té.

A/B : estan duplicades, per tal d'evitar que es facin malbé.

Per exemple, la bomba P-201A/B, són els primers (A i B) dos compressors que es troben a l'àrea 200.

## **12.- PROPIETATS I DADES DE DISSENY**

A continuació es mostren totes les taules, gràfics i diagrames emprats per el càlcul i el disseny d'equips, accessoris, etc.

Figura 12.1: Gruixos a pressió externa i interna

# INTERNAL PRESSURE

## FORMULAS IN TERMS OF INSIDE DIMENSIONS

P = DESIGN PRESSURE OR MAX. ALLOWABLE WORKING PRESSURE PSI.  
S = STRESS VALUE OF MATERIAL PSI. PAGE 131.  
E = JOINT EFFICIENCY, PAGE 118.  
R = INSIDE RADIUS, INCHES  
D = INSIDE DIAMETER, INCHES  
α = ONE HALF OF THE INCLUDED (APEX) ANGLE, DEGREES  
L = INSIDE RADIUS OF DISH, INCHES  
r = INSIDE KNUCKLE RADIUS, INCHES  
t = WALL THICKNESS, INCHES  
C.A. = CORROSION ALLOWANCE, INCHES

# EXTERNAL PRESSURE

## FORMULAS

### NOTATION

P = External design pressure psig.  
P<sub>a</sub> = Maximum allowable working pressure psig.  
D<sub>o</sub> = Outside diameter of the head, in.  
R = Inside radius of sphere or hemispherical head, 0.9 D<sub>o</sub> for ellipsoidal heads, inside crown radius of flanged and dished heads, in.  
t = Minimum required wall thickness, inches.  
E = Modulus of elasticity of material, psi. (page 39)

### SPHERE and HEMISPHERICAL HEAD

The maximum allowable pressure:  $P_a = \frac{B}{(R/t)}$

The value of B shall be determined by the following procedure:

1. Assume the value for t and calculate the value of A using the formula:  $A = 0.125/(R/t)$ . (see page 41)
2. Enter Fig. UCS-28.2 at the value of A. Move vertically to the applicable temperature line.\*
3. From the intersection move horizontally and read the value of B.

\*For values of A falling to the left of the applicable temperature line, the value of P<sub>a</sub> can be calculated by the formula:  $P_a = 0.0625E/(Rt)^2$ .

If the maximum allowable working pressure P<sub>a</sub> computed by the formula above, is smaller than the design pressure, a greater value for t must be selected and the design procedure repeated.

### 2:1 ELLIPSOIDAL HEAD

The required thickness shall be the greater of the following thicknesses.

- (1) The thickness as computed by the formulas given for internal pressure using a design pressure 1.67 times the external pressure and joint efficiency E=1.00.
- (2) The thickness proofed by formula  $P_a = B/(R/t)$  where  $R = 0.9 D_o$ , and B to be determined as for sphere.

### ASME FLANGED AND DISHED HEAD (TORISPHERICAL HEAD)

The required thickness and maximum allowable pressure shall be computed by the procedures given for ellipsoidal heads. (See above) R maximum = D<sub>o</sub>.

### CONE AND CONICAL SECTION

$$t = \frac{PD}{2 \cos \alpha (SE - 0.6P)} \quad P = \frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$$

1. The half apex angle, α not greater than 30°

### ASME FLANGED AND DISHED HEAD (TORISPHERICAL HEAD)

When  $L/r = 16^{2/3}$

$$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P} \quad P = \frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$$

When  $L/r$  less than  $16^{2/3}$

$$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P} \quad P = \frac{2SEt}{LM + 0.2t}$$

### VALUES OF FACTOR "M"

L/t	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.7	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	

\* THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : L = D + 2t (see note 2 on facing page)

Figura 12.2: Gruixos a pressió externa i interna

EXTERNAL PRESSURE FORMULAS		INTERNAL PRESSURE FORMULAS IN TERMS OF INSIDE DIMENSIONS	
<b>NOTATION</b> <b>P</b> = External design pressure, psig. <b>P<sub>a</sub></b> = Maximum allowable working pressure, psig. <b>D<sub>o</sub></b> = Outside diameter, in. <b>L</b> = Length of a vessel section, taken as the largest of the following: inches (see figures A and B) 1. Distance between the tangent lines of the heads plus one third of the depth of the heads if stiffening rings are not used. 2. The greatest distance between any two adjacent stiffener rings. 3. The distance from the center of the first stiffening ring to the head tangent line plus one third of the depth of the head. <b>t</b> = Minimum required wall thickness, in.		<b>P</b> = DESIGN PRESSURE OR MAX. ALLOWABLE WORKING PRESSURE PSI <b>S</b> = STRESS VALUE OF MATERIAL, PSI., PAGE 131. <b>E</b> = JOINT EFFICIENCY, PAGE 118. <b>R</b> = INSIDE RADIUS, INCHES <b>D</b> = INSIDE DIAMETER, INCHES <b>t</b> = WALL THICKNESS, INCHES <b>C.A.</b> = CORROSION ALLOWANCE, INCHES	
<b>A.</b>  <b>VESSEL WITHOUT STIFFENING RING</b>	<b>CYLINDRICAL SHELL</b> <b>Seamless or with Longitudinal Butt Joints</b> When $D_o/t$ equal to or greater than 10 the maximum allowable pressure: $P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)}$ The value of B shall be determined by the following procedure: 1. Assume a value for t; (See pages 41-43) Determine $L/D_o$ and $D_o/t$ . 2. Enter Fig. UGO-28.0 (Page 38) at the value of $L/D_o$ . Enter at 50 when $L/D_o$ is greater than 50. 3. Move horizontally to the line representing $D_o/t$ . From the point of intersection move vertically to determine the value of factor A. 4. Enter Fig. UCS-28.2 (Page 39) at the value of A. Move vertically to the applicable temperature line*. 5. From the intersection move horizontally and read the value of B. Compute the maximum allowable working pressure, $P_a$ . If the maximum allowable working pressure is smaller than the design pressure, the design procedure must be repeated increasing the vessel thickness or decreasing L by stiffening ring. *For values of A falling to the left of the applicable temperature line, the value of $P_a$ can be calculated by the formula: $P_a = \frac{2AE}{3(D_o/t)}$ When the value of $D_o/t$ is less than 10, the formulas given in the Code UG-28(c)(2) shall be applied.	<b>A.</b> 	<b>CYLINDRICAL SHELL (LONG SEAM)<sup>1</sup></b> $t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$ $P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$ 1. Usually the stress in the long seam is governing. See preceding page. 2. When the wall thickness exceeds one half of the inside radius or P exceeds 0.385 SE, the formulas given in the Code UA 2 shall be applied.
<b>B.</b>  <b>VESSEL WITH STIFFENING RING</b>			



Figura 12.3

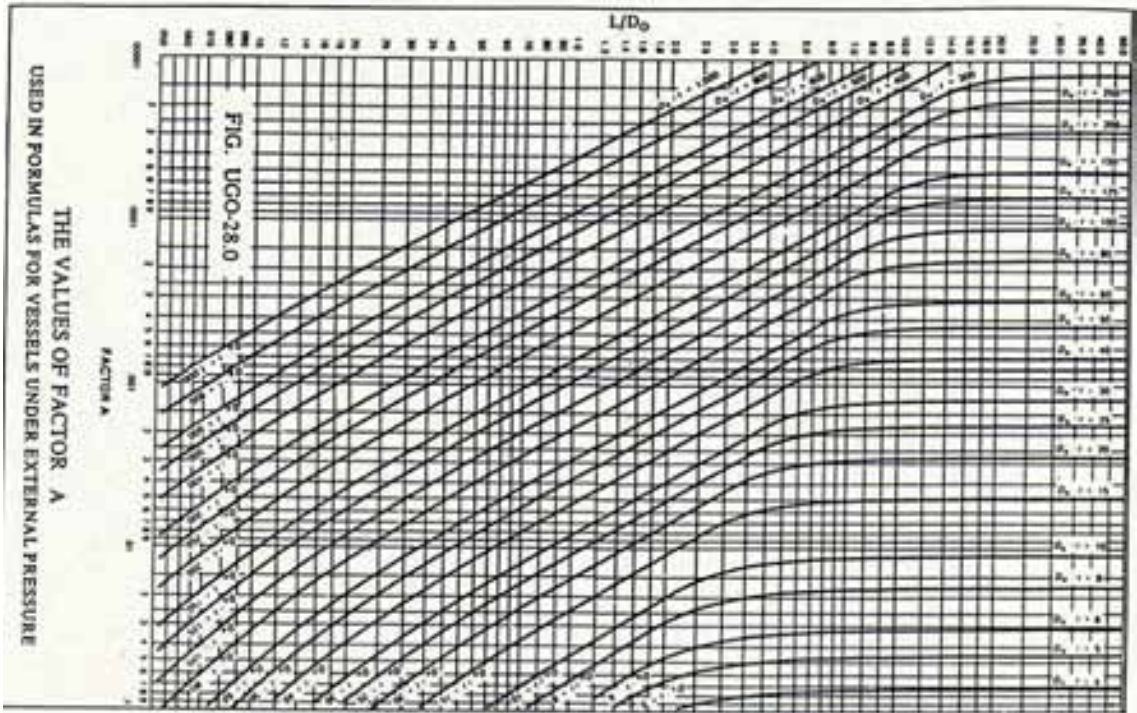


Figura 12.4

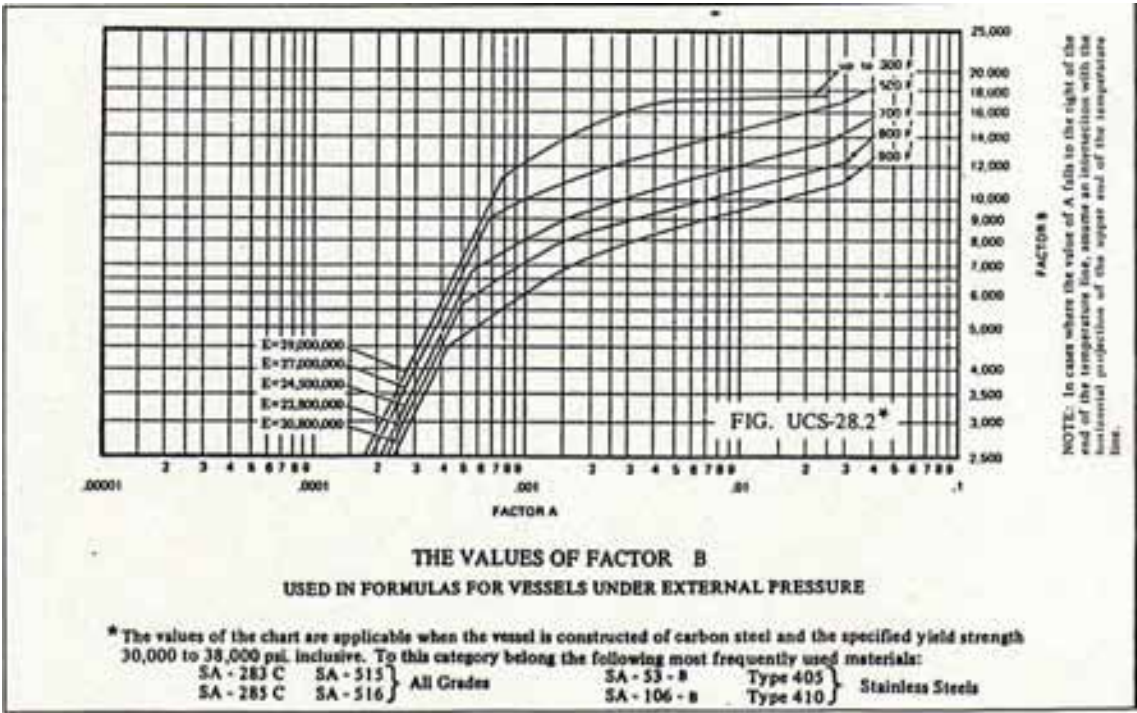


Figura 12.5

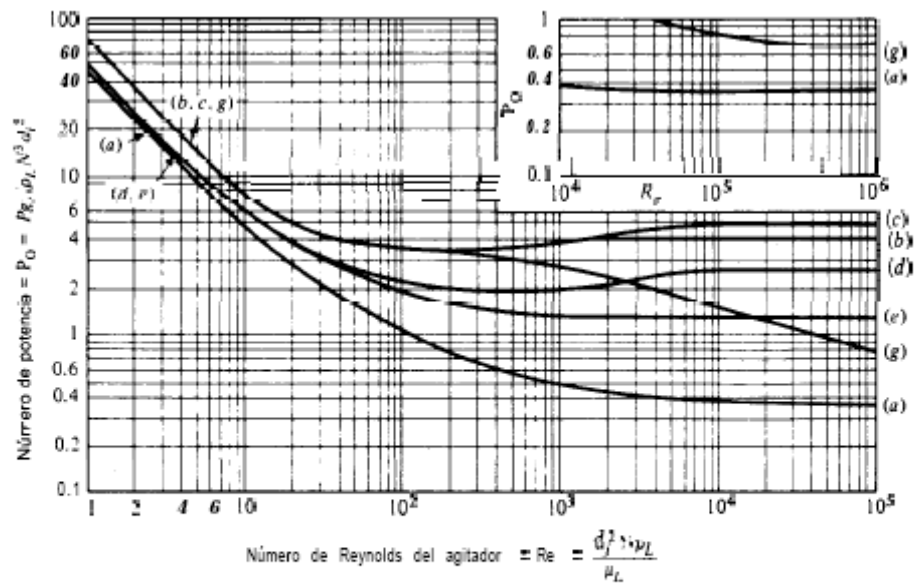


Figura 6.5 Potència per a la agitació de impulsors submergits en líquids de una sola fase con una superfície **gas/líquido** [excepto curvas (c) y (g)]. Las curvas corresponden a los impulsors de la figura 6.3: (a) impulsors marinos, (b) turbinas de hoja plana,  $w = d_f/3$ , (c) turbinas de disco de hoja plana con y sin una superficie **gas/líquido**, (d) turbinas de hoja curva, (e) turbinas de hojas fijas, (g) turbinas de hojas planas, sin *mamparas*, sin interfase **gas/líquido**, sin vórtices.

Figura 12.6

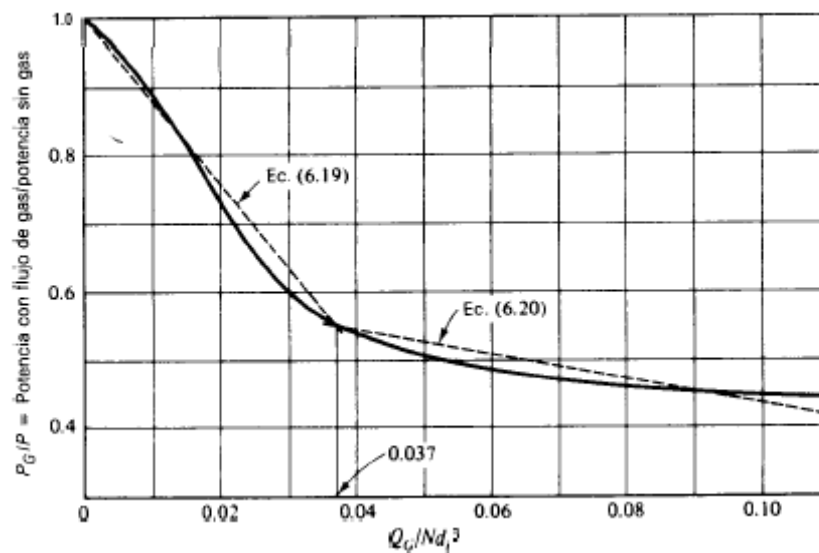


Figura 12.7

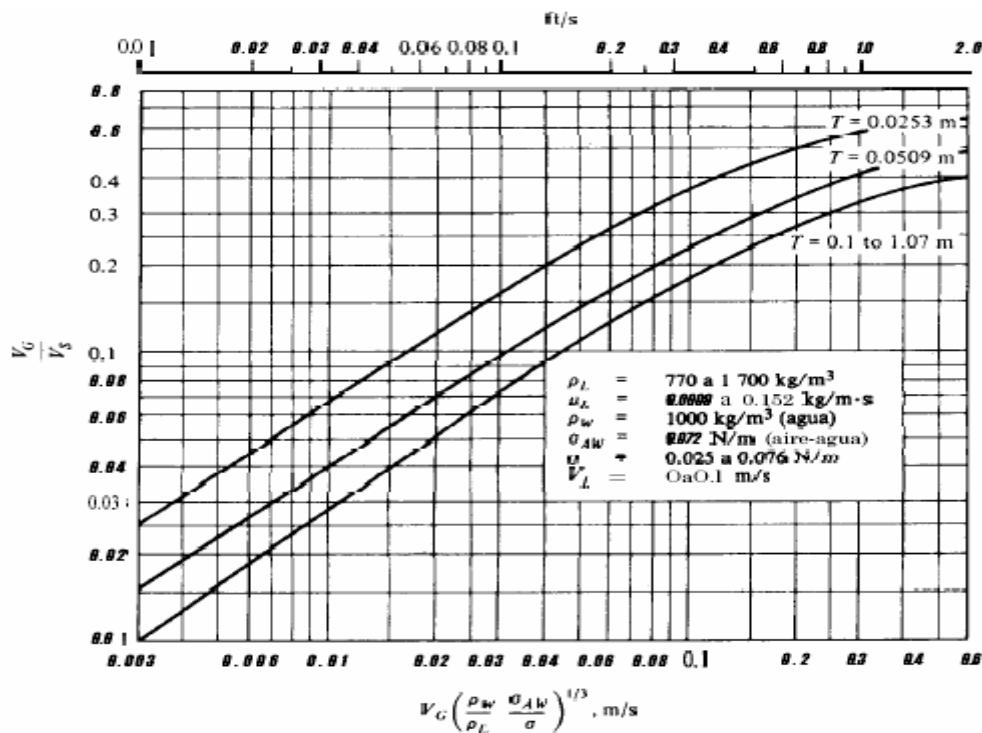


Figura 12.8: Eficiències de soldadura







TIPOS NORMA UW-12		EFICIENCIA DE LA JUNTA, E		
		Cuando la junta es:		
		a. Radiogra- fiada total- mente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
1	 Juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la mis- ma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies in- terior y exterior de la pieza. Si se emplea placa de respaldo, debe quitarse ésta después de terminar la soldadura.	1.00	0.85	0.70
2	 En juntas circunferen- ciales únicamente	0.90	0.80	0.65
3	 Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo	—	—	0.60
4	 Junta a traslape de doble filete completo	—	—	0.55
5	 Junta a traslape de un solo filete completo con soldaduras de tapón	—	—	0.50
6	 Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón	—	—	0.45



Figura 12.9: Tensions màximes admissibles

160

# PROPIEDADES DE LOS MATERIALES - ACERO INOXIDABLE

## P-No. 8 Grupo No. 1

TABLA 1					TABLA 3						
COMPOSICION NOMINAL, 18 Cr - 8 Ni	Cedencia min. 30 000 lb/pulg <sup>2</sup> Tensión min. 75 000 lb/pulg <sup>2</sup>	Producto	No. de Espec.	Grado	Notas	COMPOSICION NOMINAL, 16 Cr + 12 Ni + 2Mo.	Cedencia min. 30 000 lb/pulg <sup>2</sup> Tensión min. 75 000 lb/pulg <sup>2</sup>	Producto	No. de Espec.	Grado	Notas
		Placa	SA-240	304	2 3			Placa	SA-240	316	2 3
		Tubo s/c	SA-213	TP304	2			Placa	SA-240	317	2 3
		Tubo s/c	SA-213	TP304H	—			Tubo s/c	SA-213	TP316	2
		Tubo s/c	SA-312	TP304	2			Tubo s/c	SA-213	TP316H	—
		Tubo s/c	SA-312	TP304H	—			Tubo s/c	SA-312	TP316	2
		Tubo s/c	SA-376	TP304	2			Tubo s/c	SA-312	TP316H	—
		Tubo s/c	SA-376	TP304H	—			Tubo s/c	SA-312	317	2
		Tubo vaciado	SA-452	TP304H	—			Tubo s/c	SA-376	TP316	2
		Forj.	SA-182	F304	2			Tubo s/c	SA-376	TP316H	—
TABLA 2					TABLA 4						
COMPOSICION NOMINAL, 18 Cr - 8 Ni	Cedencia 25 000 Tensión 70 000	Producto	No. de Espec.	Grado	Notas	COMPOSICION NOMINAL, 16 Cr + 12 Ni + 2Mo.	Cedencia 25 000 Tensión 70 000	Producto	No. de Espec.	Grado	Notas
		Placa	SA-240	304L	—			Placa	SA-240	316L	—
		Tubo s/c	SA-213	TP304L	—			Tubo s/c	SA-213	TP316L	—
		Tubo s/c	SA-312	TP304L	—			Tubo s/c	SA-312	TP316L	—
		Forj.	SA-182	F304L	—			Forj.	SA-182	F316L	4
COMPOSICION NOMINAL, 18 Cr - 8 Ni	Cedencia 25 000 Tensión 70 000	Barra	SA-479	304L	5			Barra	SA-479	316L	5

## VALORES MAXIMOS DE ESFUERZO PERMITIDO, 1 000 lb/pulg<sup>2</sup>

MATERIALES DE LA TABLA	PARA TEMPERATURAS DEL METAL NO MAYORES DE, GRADOS F														NOTAS
	-20-100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900			
1	18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9	15.9	15.5	15.2	14.9	14.7	1		
	18.8	15.7	14.1	12.9	12.1	11.4	11.2	11.1	10.8	10.6	10.4	10.2			
2	15.7	15.7	15.3	14.7	14.4	14.0	13.7	13.5	13.3	13.0	—	—	1		
	15.7	13.4	12.0	11.0	10.3	9.7	9.5	9.4	9.2	9.1	—	—			
3	18.8	18.8	18.4	18.1	18.0	17.0	16.7	16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	1		
	18.8	16.2	14.6	13.4	12.5	11.8	11.6	11.3	11.2	11.0	10.9	10.8			
4	15.7	15.7	15.7	15.5	14.4	13.5	13.2	12.9	12.6	12.4	12.1	—	1		
	15.7	13.3	11.9	10.8	10.0	9.4	9.2	9.0	8.8	8.6	8.4	—			
MATERIALES DE LA TABLA	PARA TEMPERATURAS DEL METAL NO MAYORES DE, GRADOS F														
	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500			
1	14.4	13.8	12.2	9.8	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4	1		
	10.0	9.8	9.5	8.9	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4			
3	15.4	15.3	14.5	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	1		
	10.7	10.6	10.5	10.3	9.3	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.2			

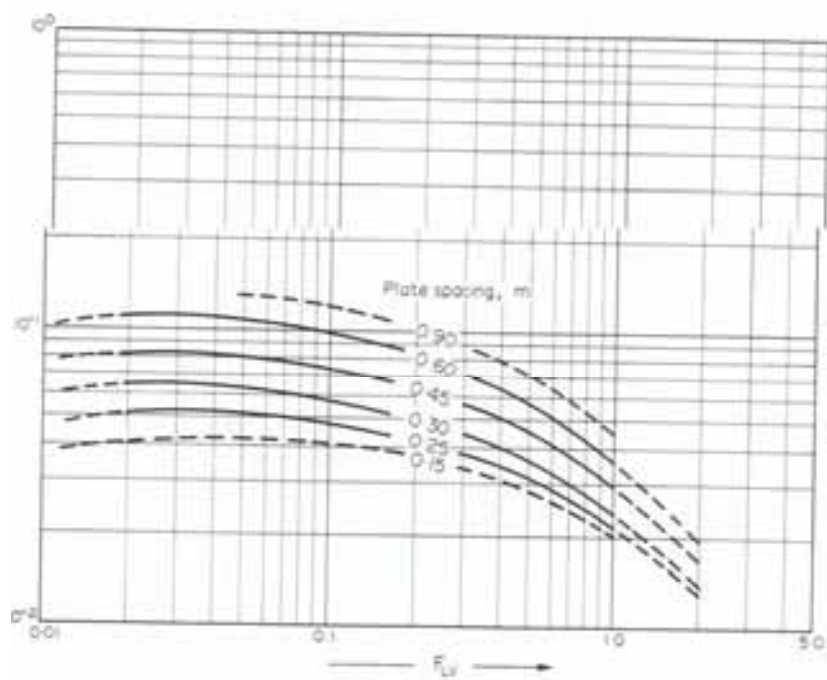
Figura 12.10: Paràmetre  $k_1$ 

FIG. 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Figura 12.11: Sobreexidor

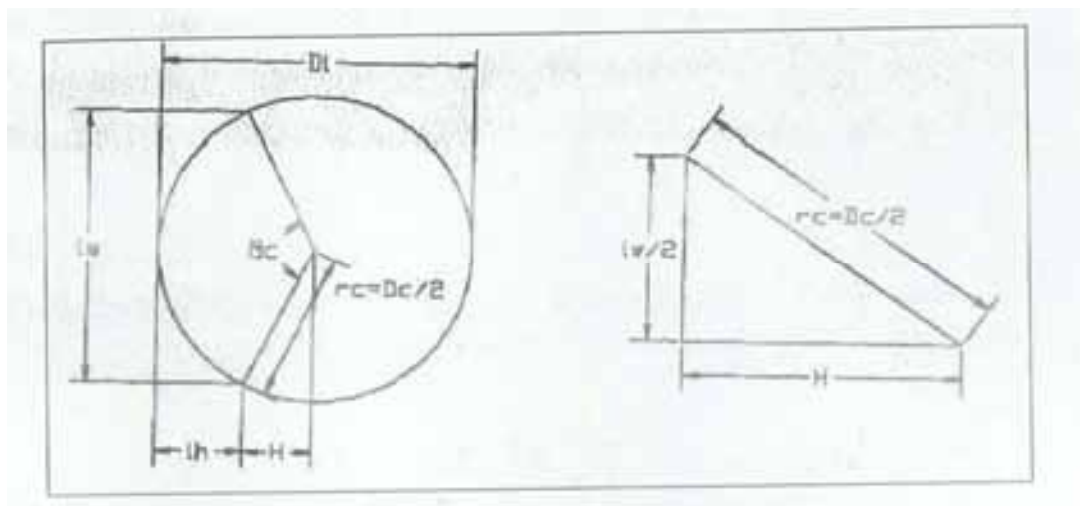


Figura 12.12: Downcomer back-up

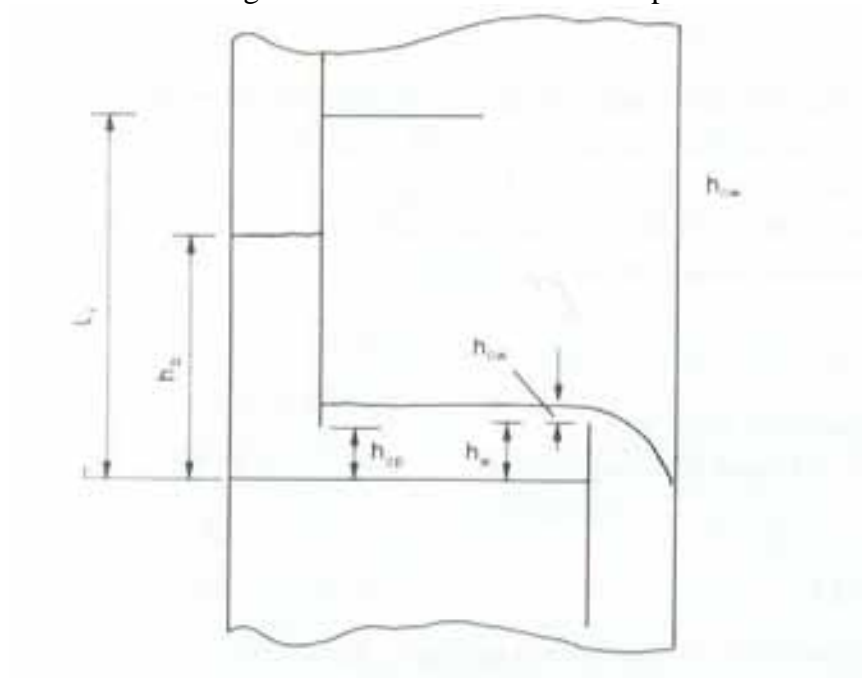
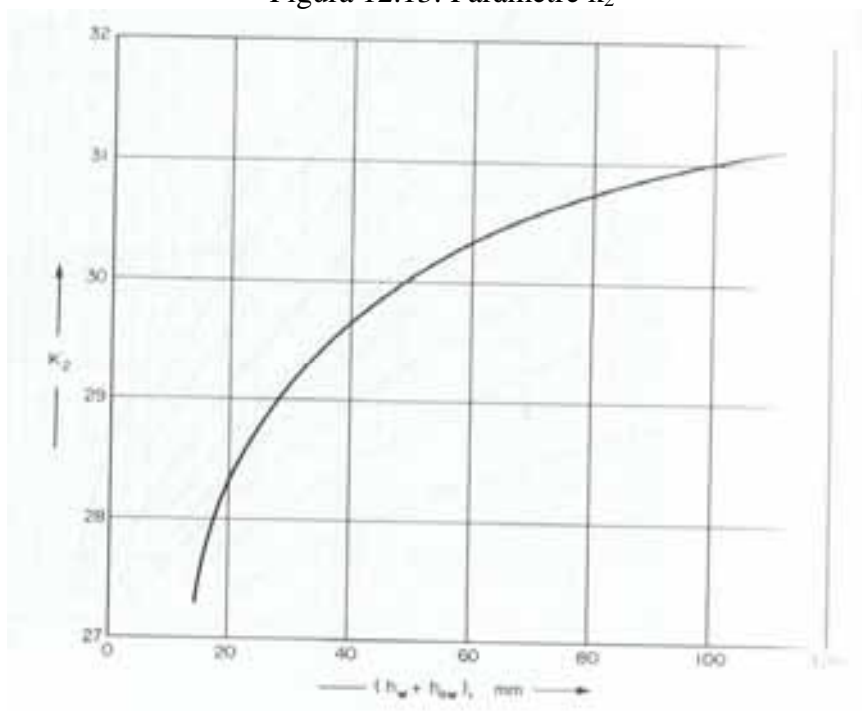
Figura 12.13: Paràmetre  $k_2$ 

Figura 12.14: Escales

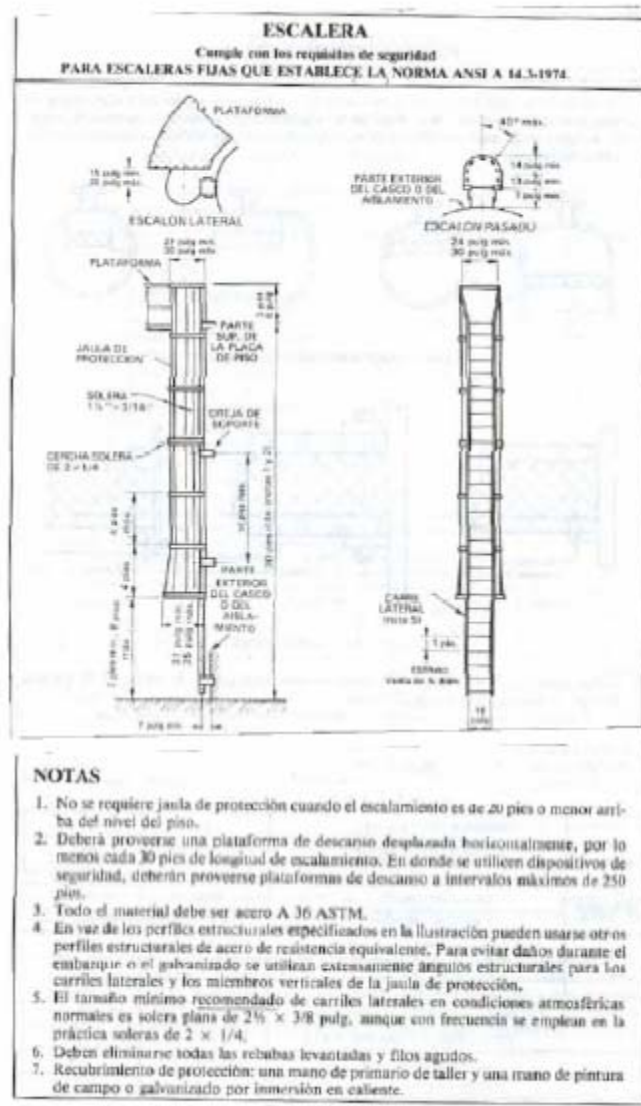


Figura 12.15: Plataformes

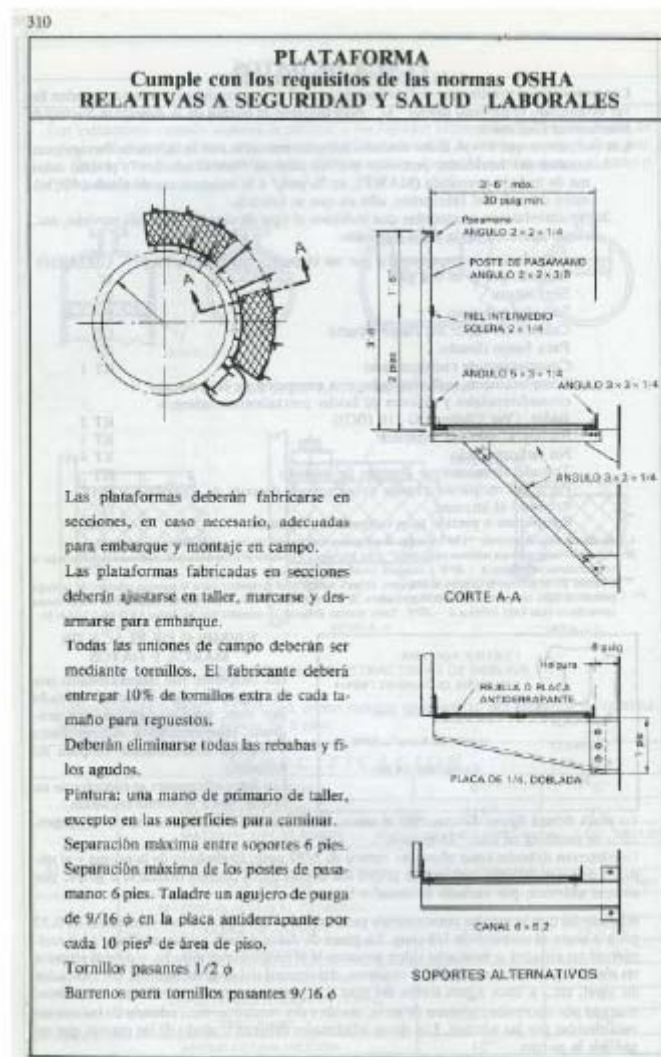




Figura 12.15: Disseny de torres per la carrega del vent

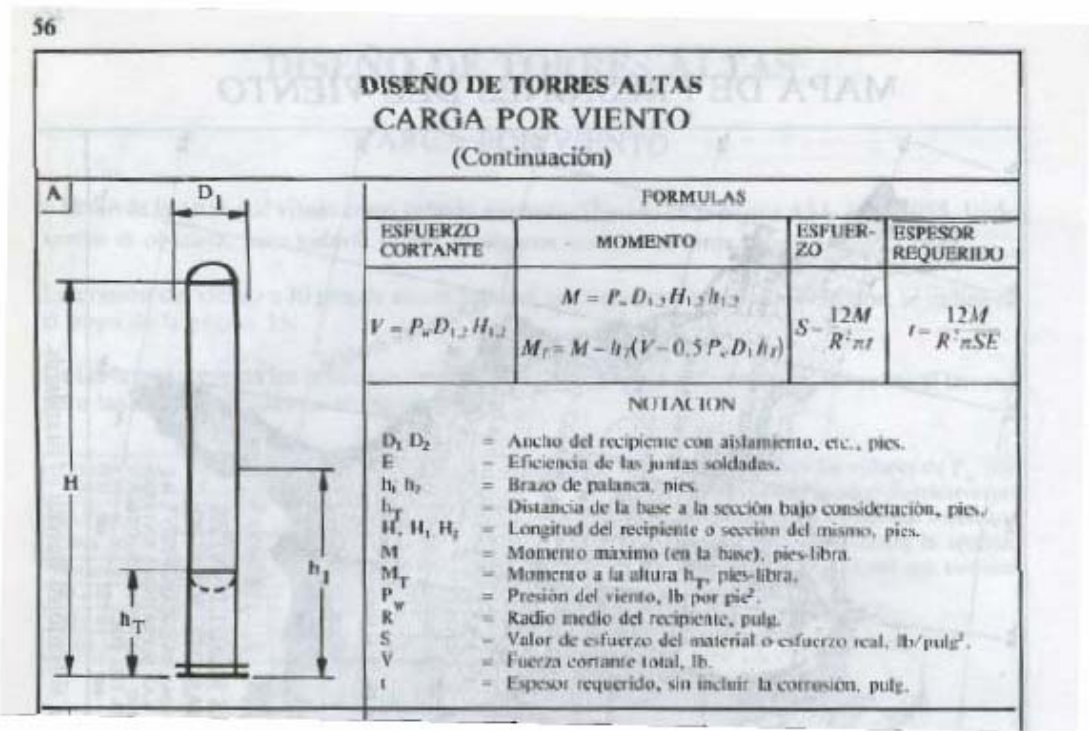


Figura 12.16: Faldó



Figura 12.17: Coeficients globals de transferència de materia

TABLE 12.1. Typical overall coefficients

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	$U$ ( $W/m^2 \cdot ^\circ C$ )
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensibles)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Figura 12.18: Tipus de carcassa

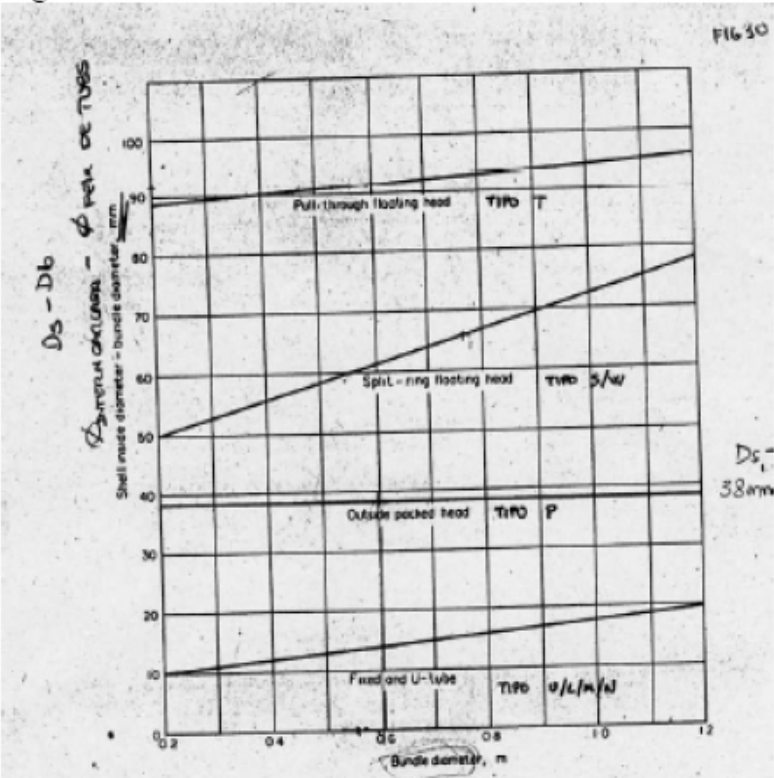


Figura 12.19

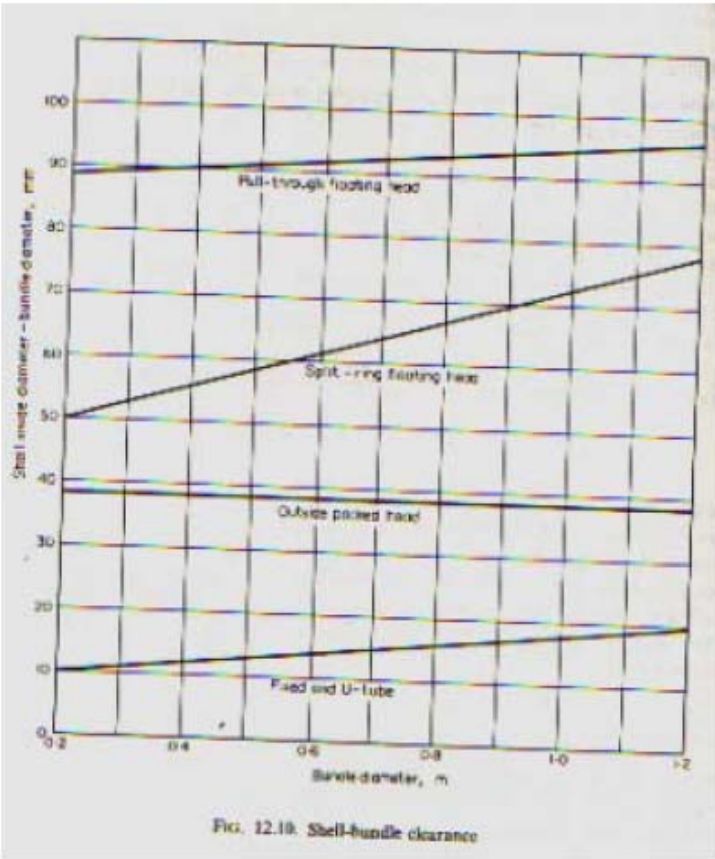




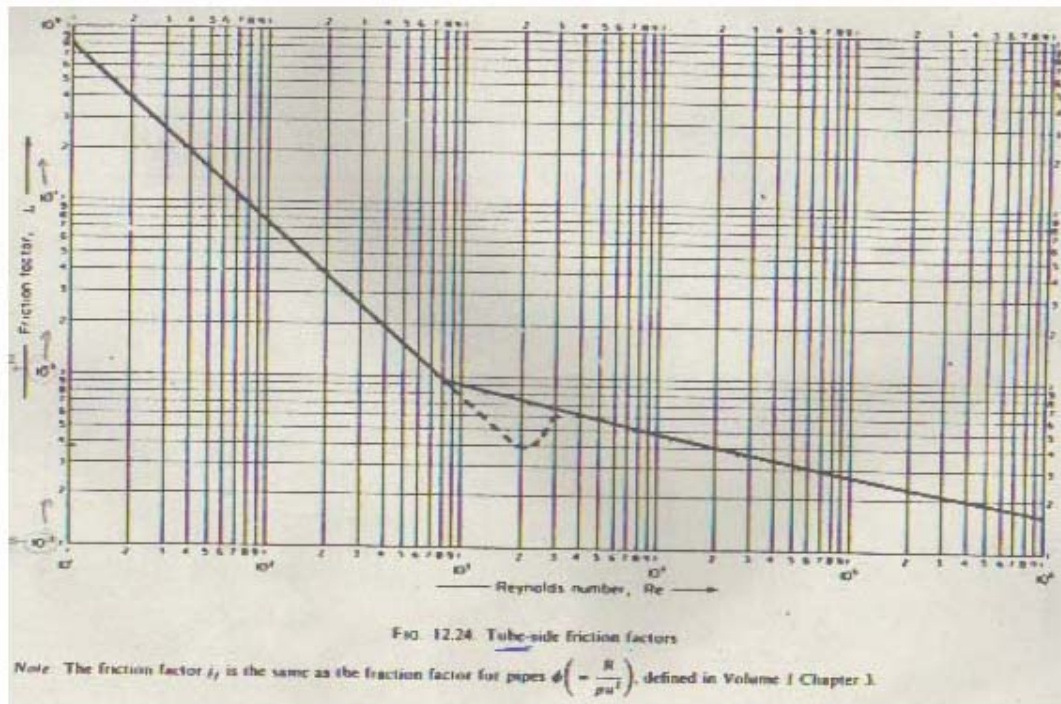
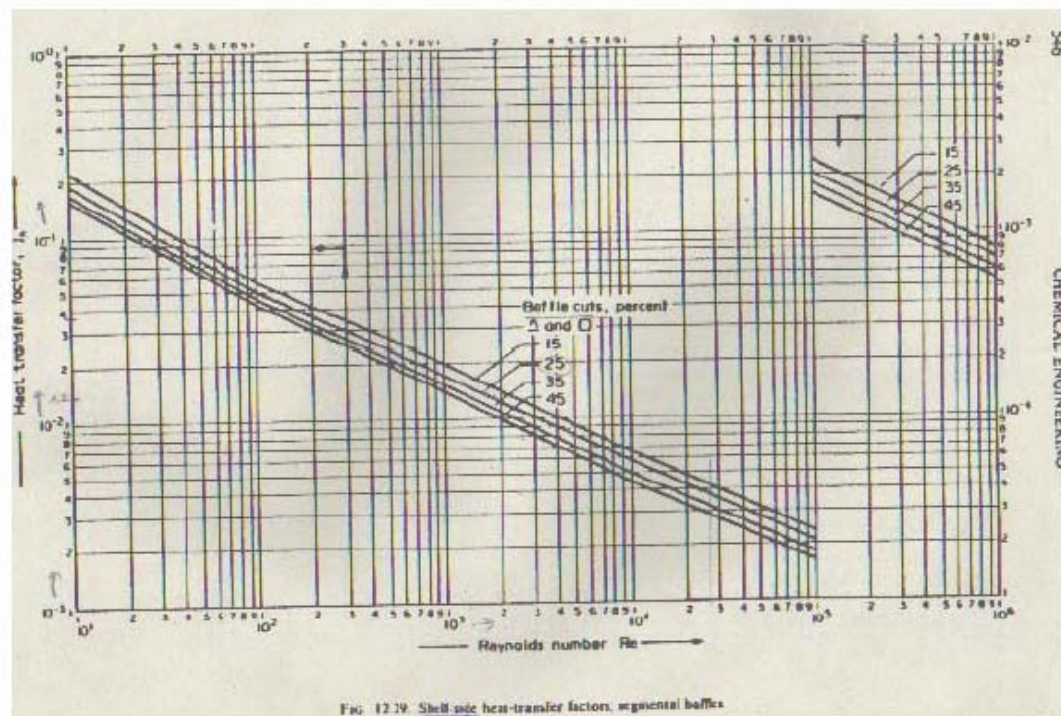
Figura 12.20: Càlcul  $J_h$  costat de tubsFigura 12.21: Càlcul  $J_h$  costat de carcassa

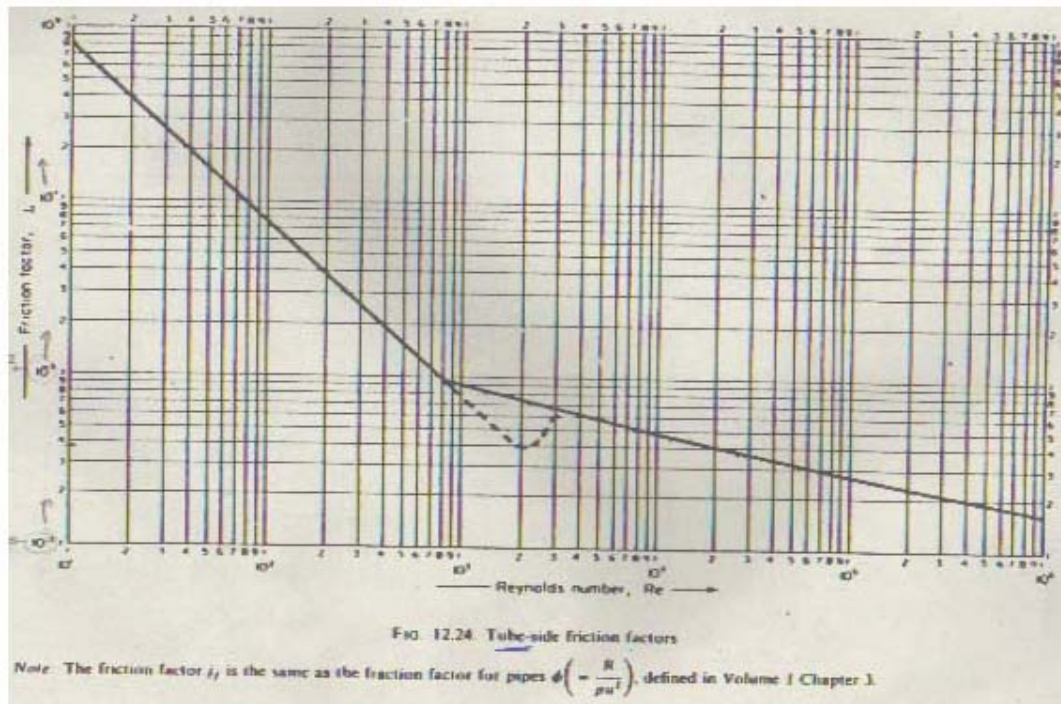
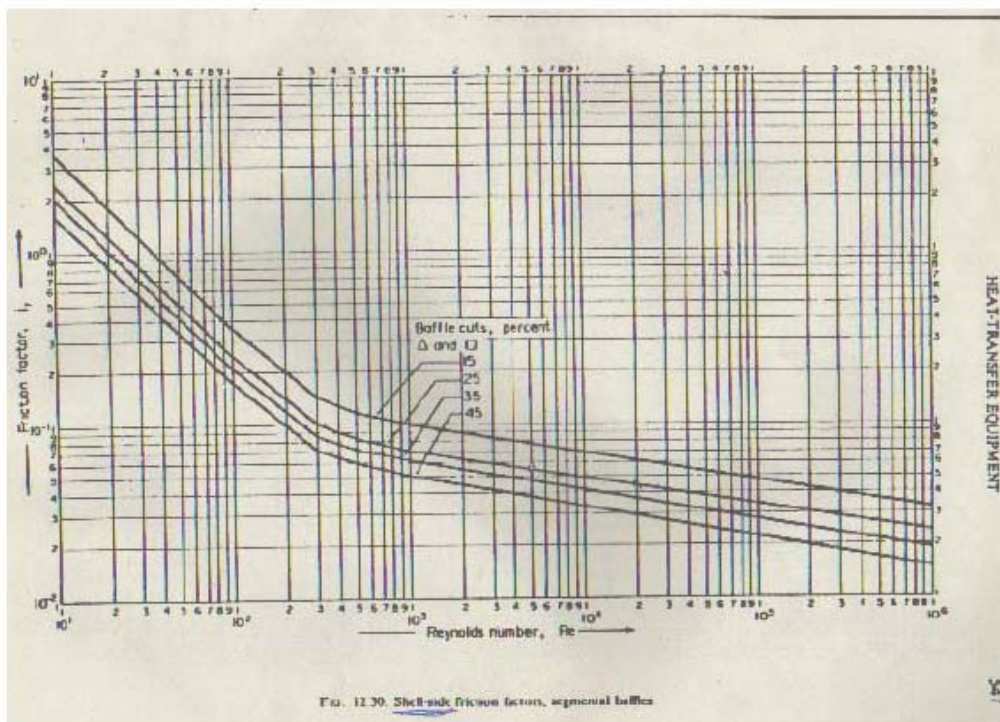
Figura 12.23: Factor de fricció  $j_f$  costat tubsFigura 12.24: Factor de fricció  $j_f$  costat carcassa



Figura 12.25: Coeficient de transferència de matèria per condensació per tubs

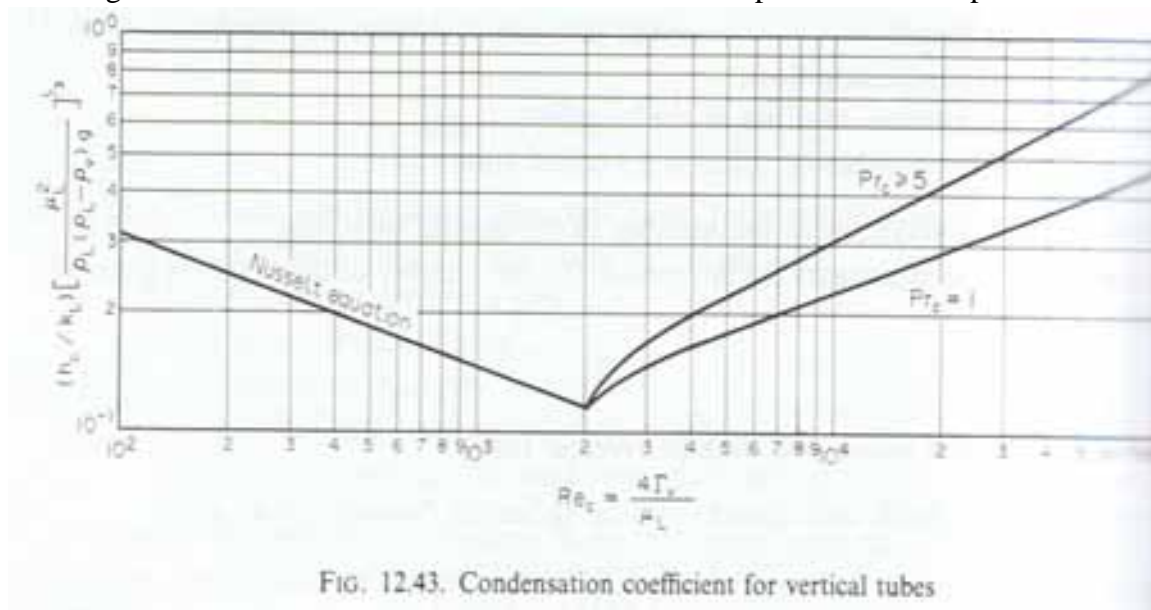


Figura 12.26: Coeficients d'embrutiment

TABLE 12.2. Fouling factors (coefficients), typical values

Fluid	Coefficient ( $W/m^2 \text{ } ^\circ C$ )
River water	3000–12,000
Sea water	1000–3000
Cooling water (lowers)	3000–6000
Towns water (soft)	3000–5000
Towns water (hard)	1000–2000
Steam condensate	1500–5000
Steam (oil free)	4000–10,000
Steam (oil traces)	2000–5000
Refrigerated brine	3000–5000
Air and industrial gases	5000–10,000
Flue gases	2000–5000
Organic vapours	5000
Organic liquids	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	2000
Boiling organics	2500
Condensing organics	5000
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	3000–5000

Figura 12.27: Tipus de Pitch

<i>Pitch triangular <math>p_t = 1.25 D_o</math></i>					
Passos per tub	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$n_1$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
<i>Pitch quadrat <math>p_t = 1.25 D_o</math></i>					
Passos per tub	1	2	4	6	8
$K_1$	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
$n_1$	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura 12.28

TABLA ESPESORES MINIMOS PARA PLACAS TUBULARES EN FUNCION DE $\phi$ TUBOS RAS TUBULARES	
$\phi$ EXTERIOR TUBOS RAS (m/m)	MINIMO ESPE-SOR PLACA (m/m)
12	10
16	13
19	14
25	19
30	21
33	24

tabla 2-10

DIAMETRO EXTERIOR PLACA TUBULAR EN FUNCION DE DIAMETRO EXTERIOR CO-RAZA	
$\phi$ EXTERIOR CO-RAZA ( $D_o$ ) (m/m)	$\phi$ EXTERIOR PLACA TUBULAR ( $d_p$ ) (m/m)
Hasta 400	$d_p = D_o + 28$ m/m
$D_o$ 401 a 500	$d_p = D_o + 32$ m/m
$D_o$ 501 a 650	$d_p = D_o + 35$ m/m
$D_o$ 651 a 800	$d_p = D_o + 48$ m/m

tabla 2-11

tabla 2-12

-TABLA DE ESPESORES DE PANTALLAS-					
DIAMETRO NOMINAL CORAZA $\phi$ (m/m)	e s p e s o r (m.m.)				
	distancia entre pantallas (m/m)				
	Hasta 150	De 151 a 300	De 301 a 450	De 451 a 600	De 601 a 800
150 ÷ 350	2	3	5	6	10
351 ÷ 700	3	5	6	10	10
701 ÷ 850	5	6	8	10	13

tabla 2-13

TABLA DE MINIMO NUMERO DE TIRANTES ESPACIADORES		
$\phi$ NOMINAL CORAZA	DIAMETRO TIRANTE ESPACIADOR	MINIMO NUMERO DE TIRANTES ESPAC.
150 ÷ 350	1/4" (6 m/m)	4
351 ÷ 700	3/8" (10 m/m)	6
701 ÷ 850	1/2" (13 m/m)	6

ESPESOR MINIMO DE CORAZA Y CAJUEAL		
DIAMETRO CORAZA	ACERO INOX	ACERO CAJUELO
Hasta 250	2,5 m/m	5 m/m
Hasta 550	3 m/m	5 m/m
Hasta 700	5 m/m	8 m/m
Hasta 850	6 m/m	10 m/m

tabla 2-14

Taula 12.29

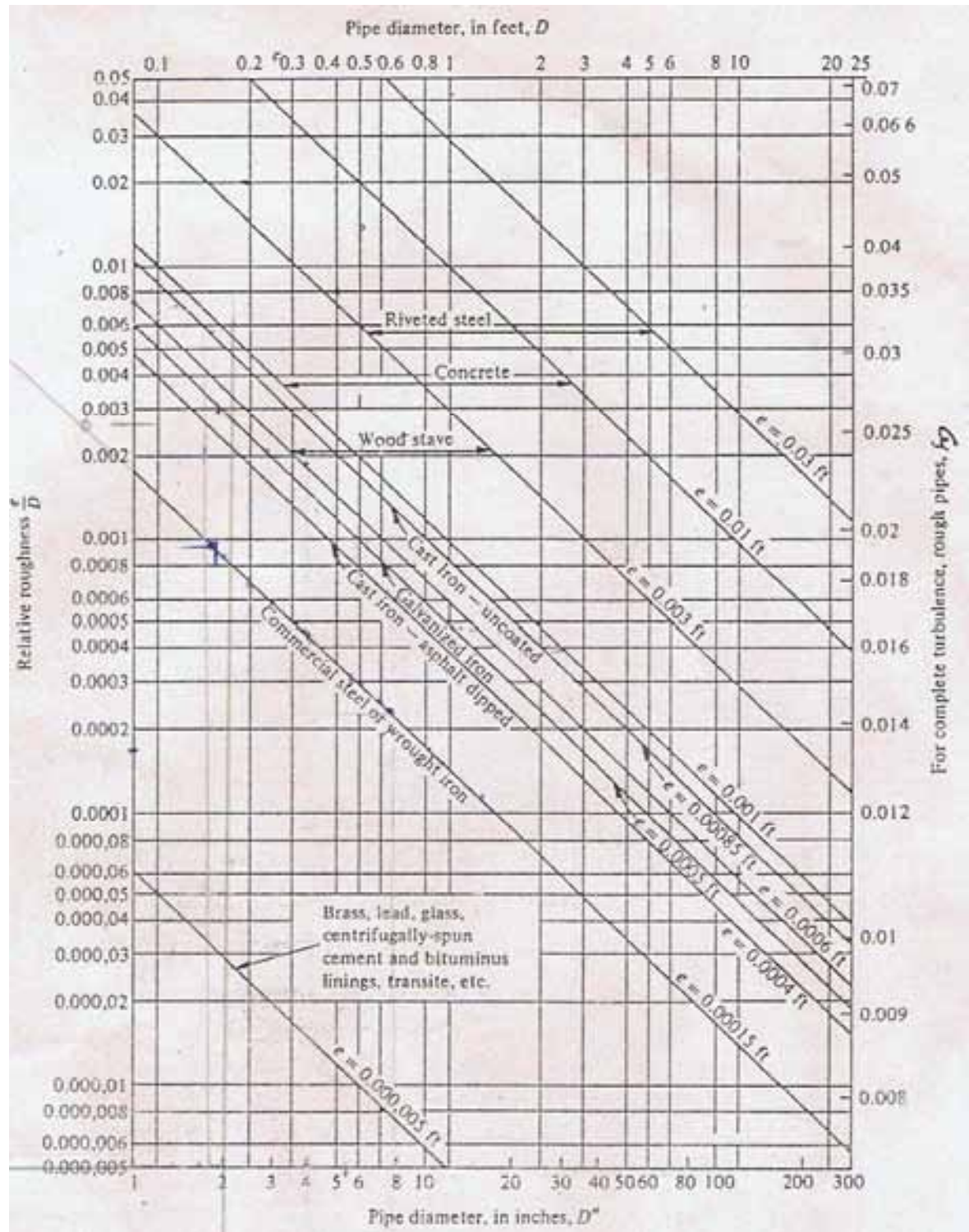
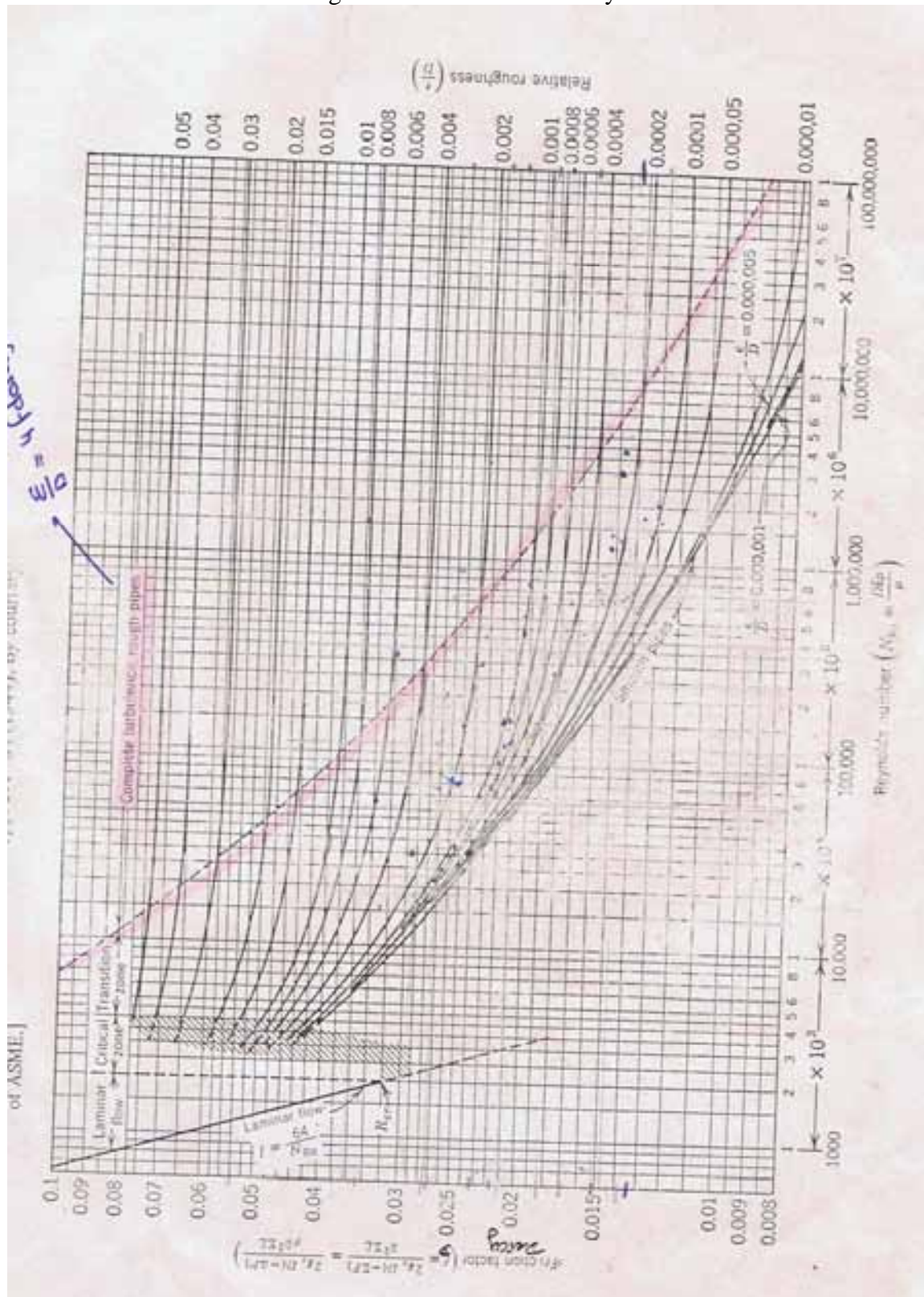




Figura 12.30: Factor de Darcy



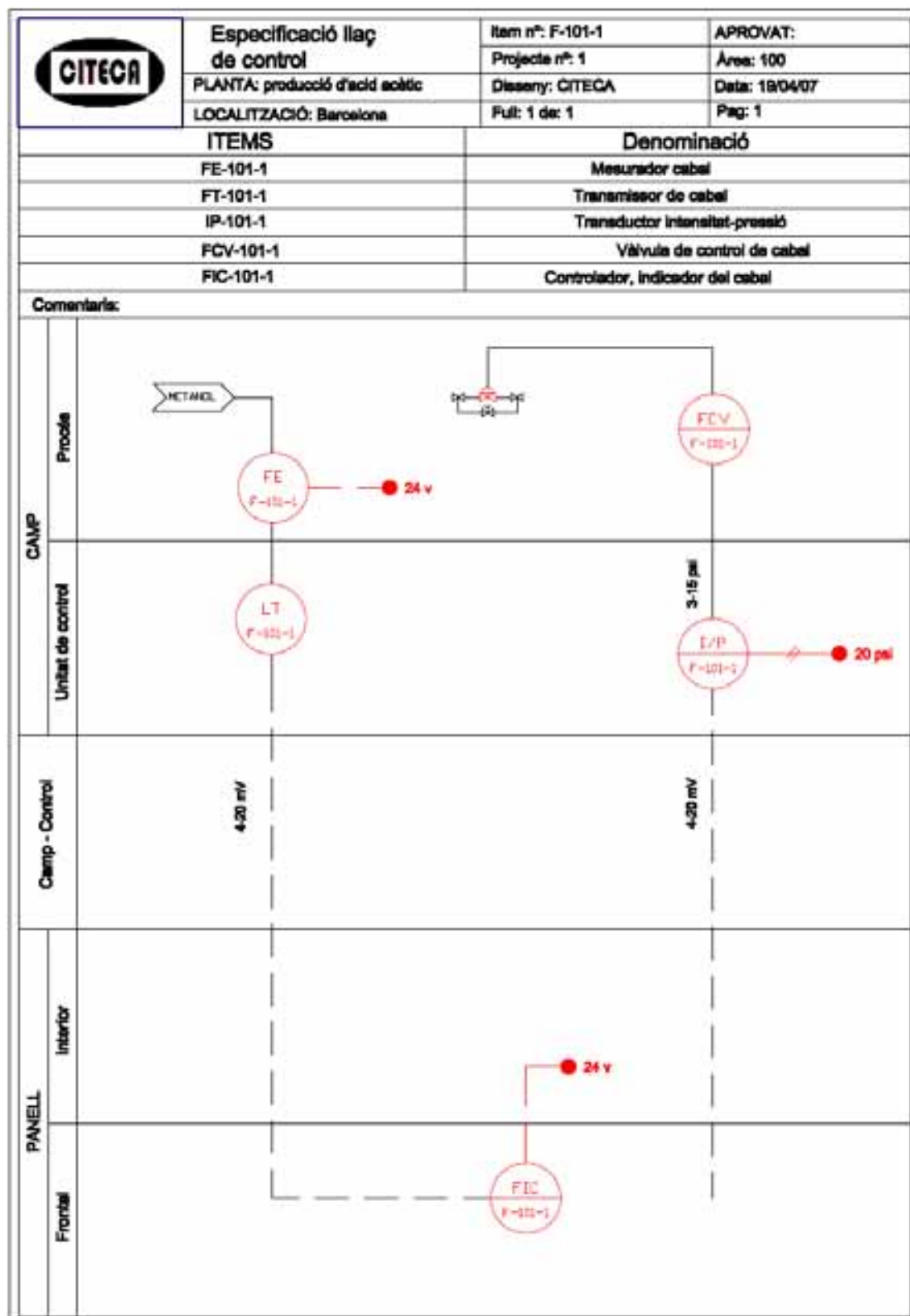
## **TEMA 13.- APÈNDIX**

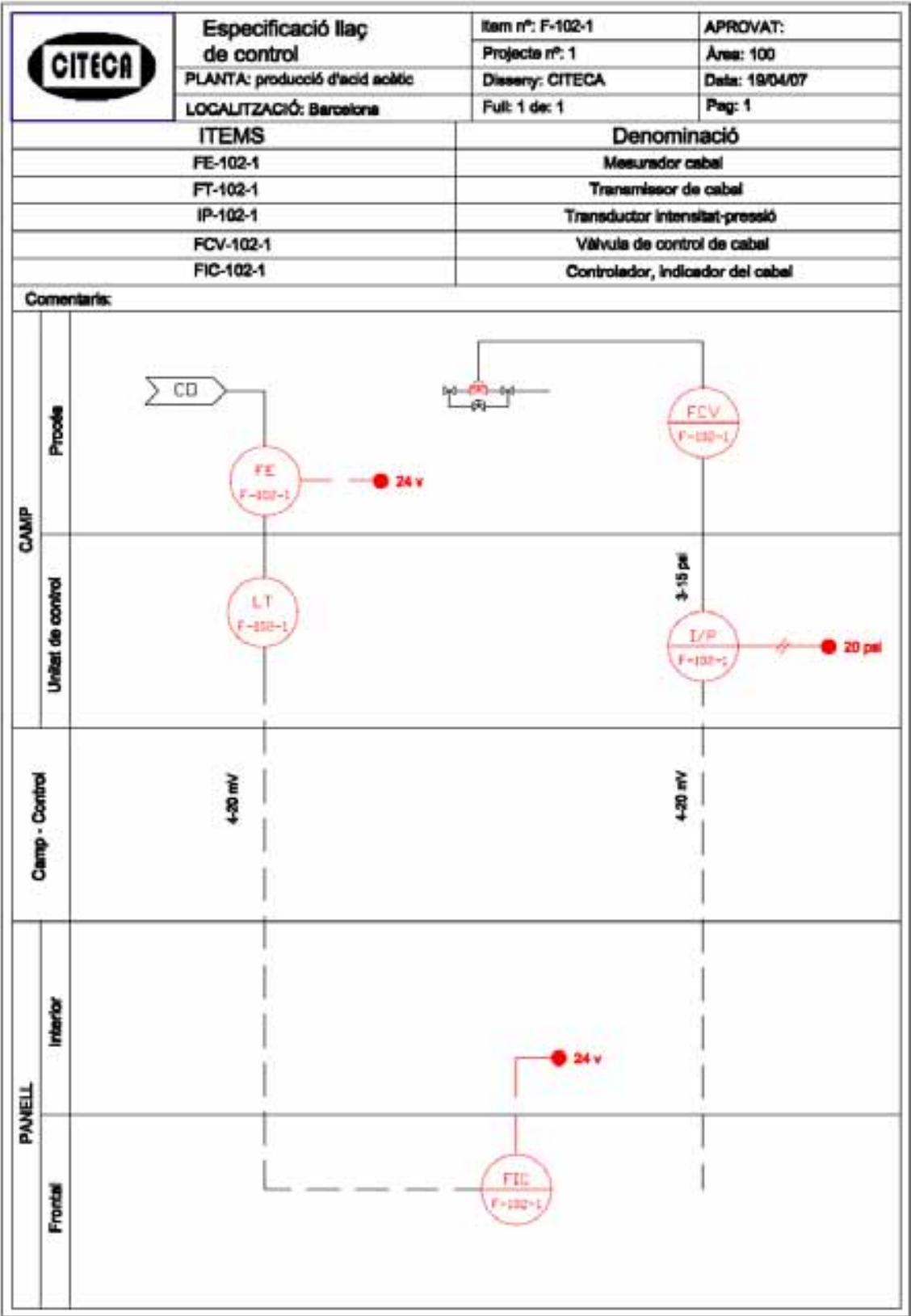


## **TEMA 13.- APÈNDIX**

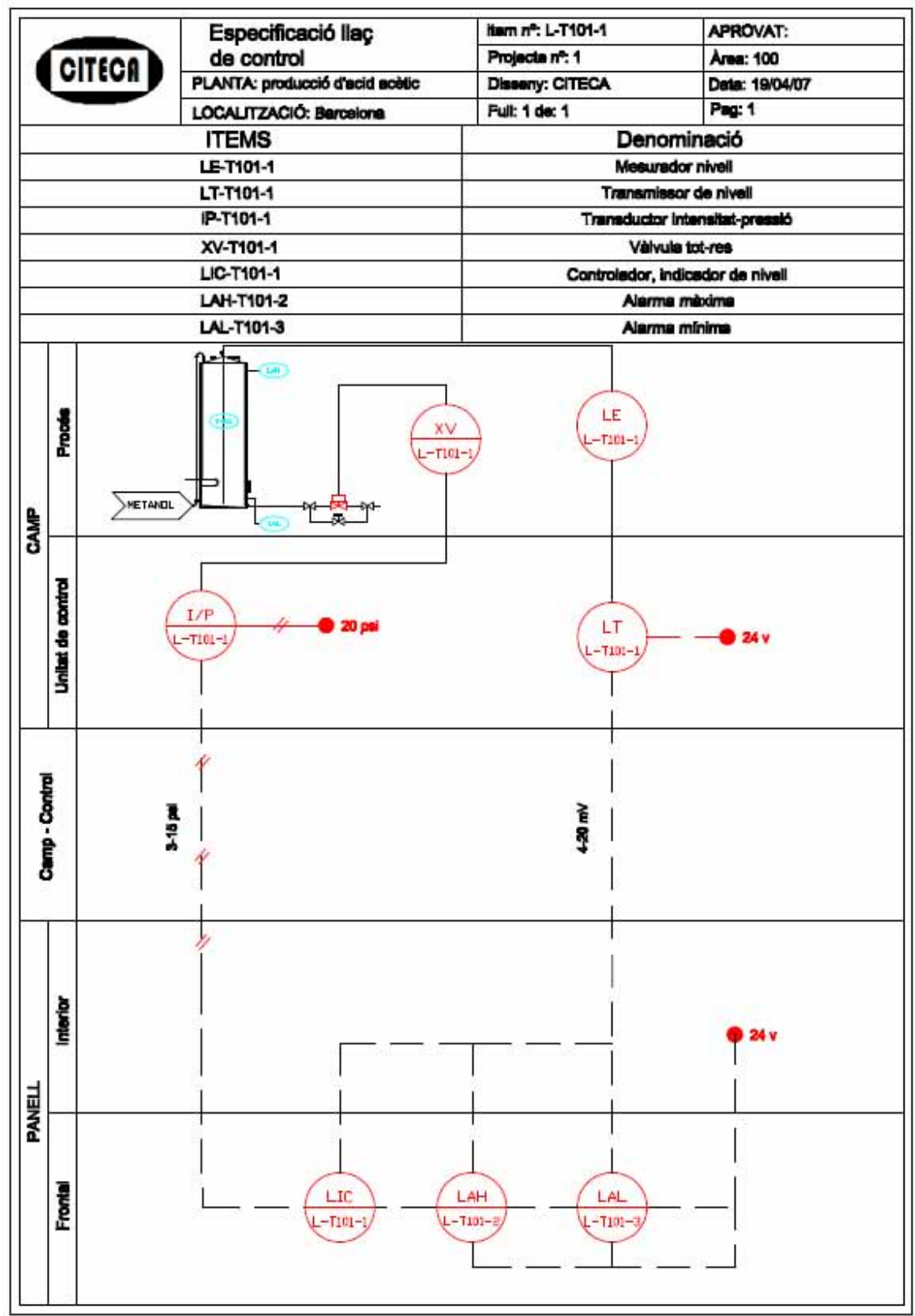
### **PÀGINA**

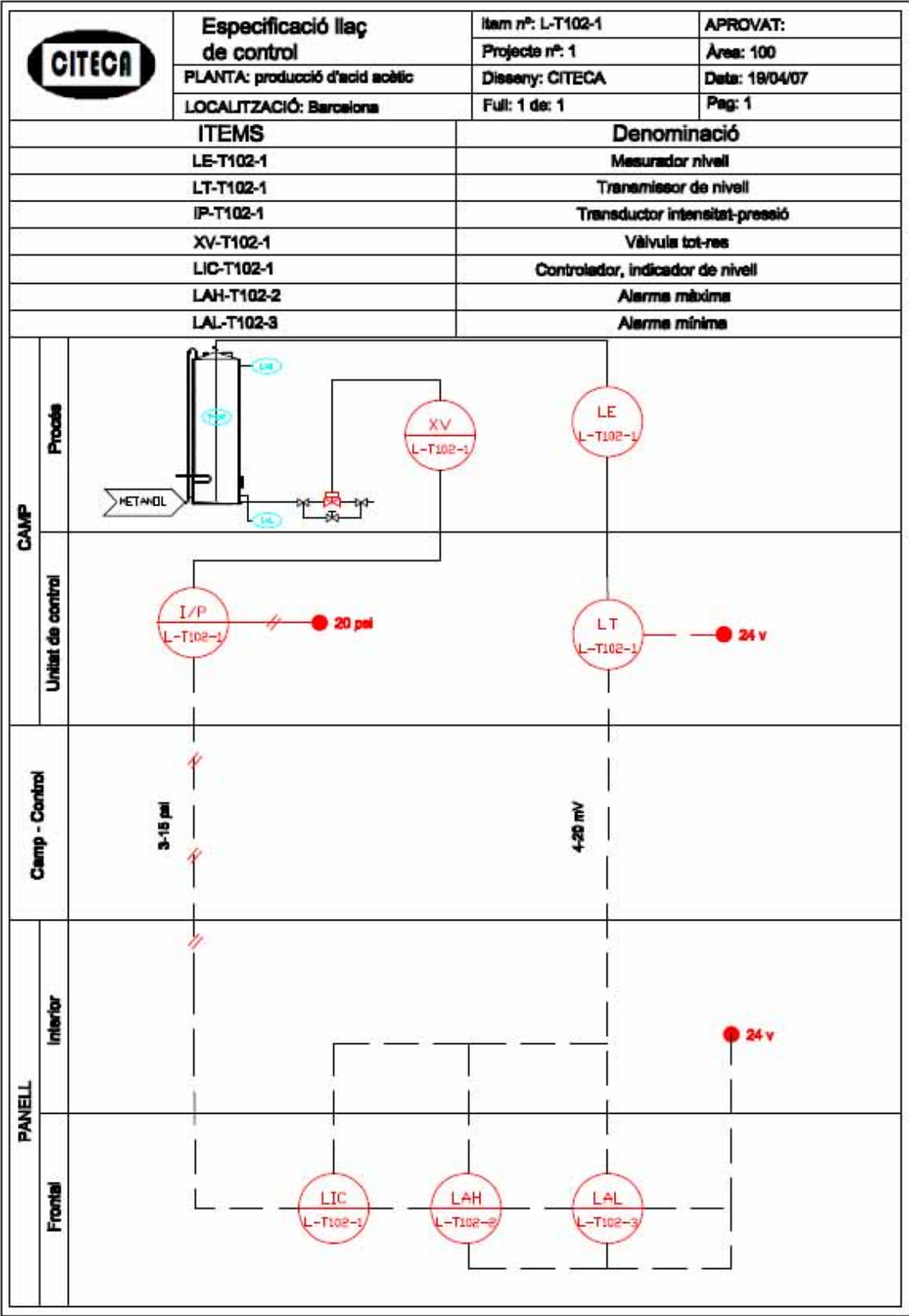
13.1.- CONTROL.....	1
13.1.1.- Àrea 100.....	1
13.1.1.1.- Control de cabal	
13.1.1.2.- Control de nivell	
13.1.1.3.- Control de pressió	
13.1.1.4.- Control de temperatura	
13.1.2.- Àrea 200.....	41
13.1.2.1.- Control de nivell	
13.1.2.2.- Control de pressió	
13.1.2.2.- Control de temperatura	
13.1.3.- Àrea 300.....	52
13.1.3.1.- Control de cabal	
13.1.3.2.- Control de nivell	
13.1.3.3.- Control de pressió	
13.1.3.4.- Control de Temperatura	
13.1.4.- Àrea 400.....	76
13.1.4.1.- Control de cabal	
13.1.4.2.- Control de nivell	
13.1.4.3.- Control de pressió	
13.1.4.4.- Control de temperatura	
13.1.5.- Àrea 500.....	82
13.1.5.1.- Control de cabal	
13.1.5.2.- Control de nivell	
13.1.5.3.- Control de temperatura	
13.1.5.4.- Control de composició	
13.2.- POSADA EN MARXA.....	91

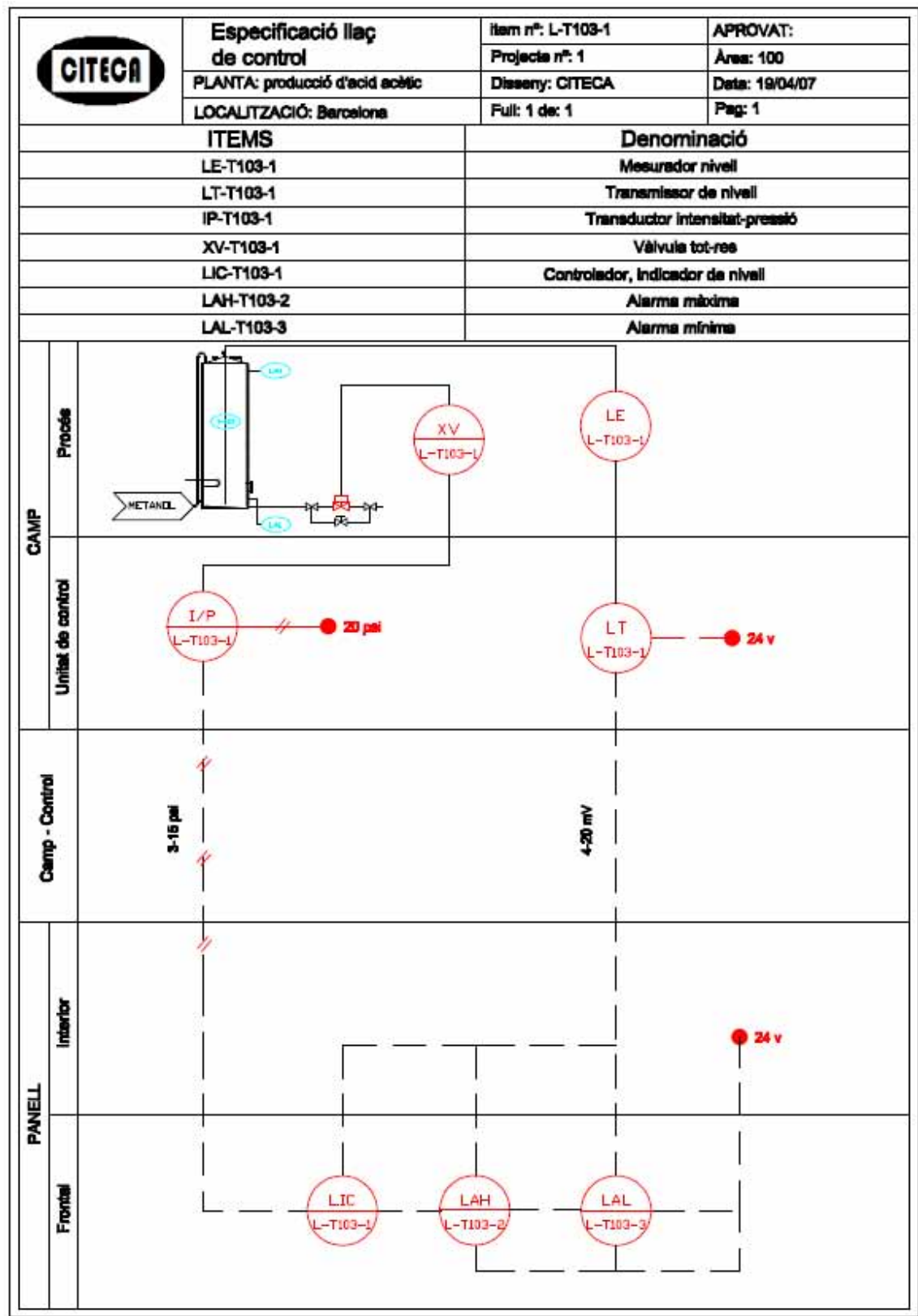
**13.1.- CONTROL****13.1.1.- Àrea 100****13.1.1.1.- Control de cabal**

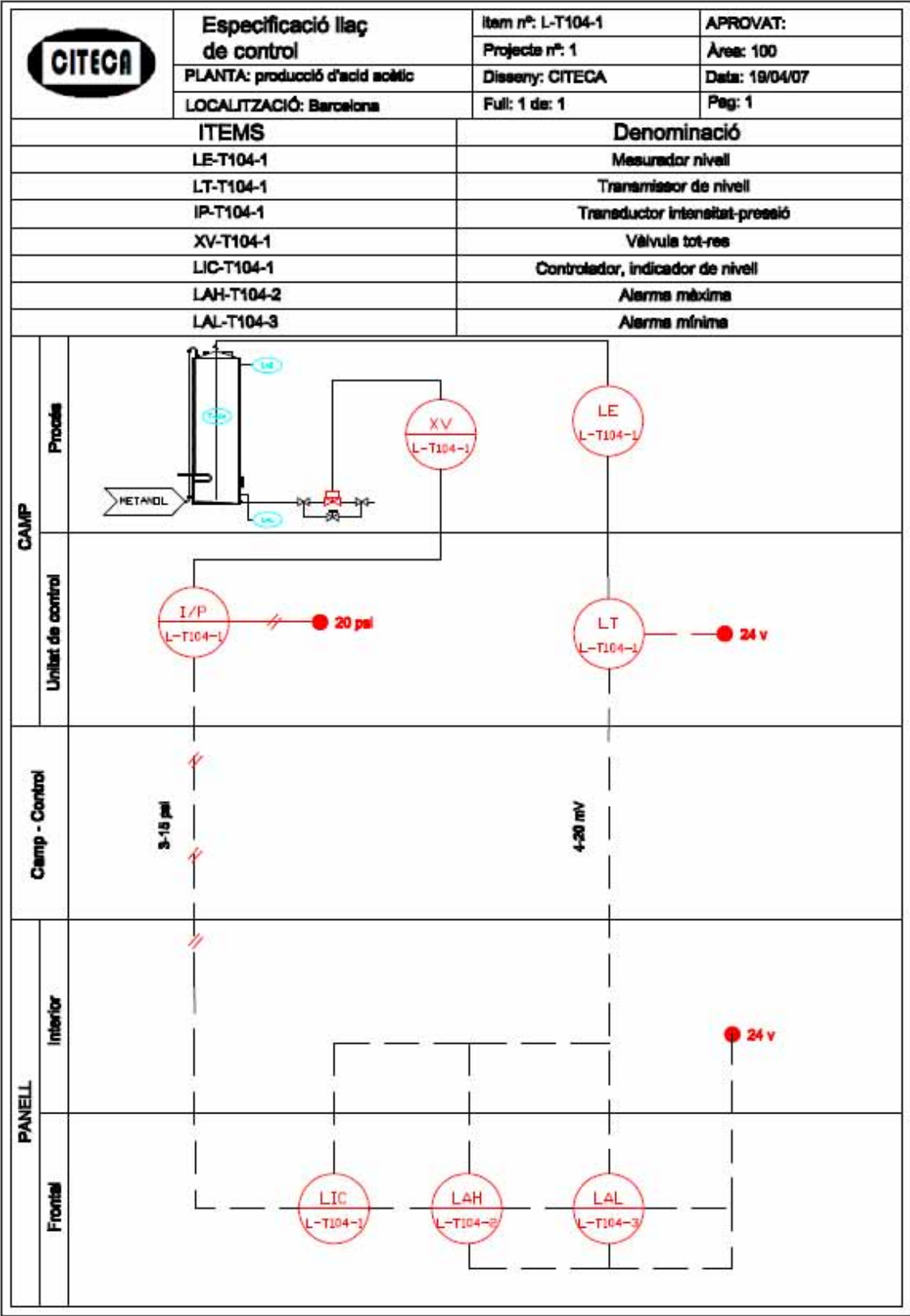


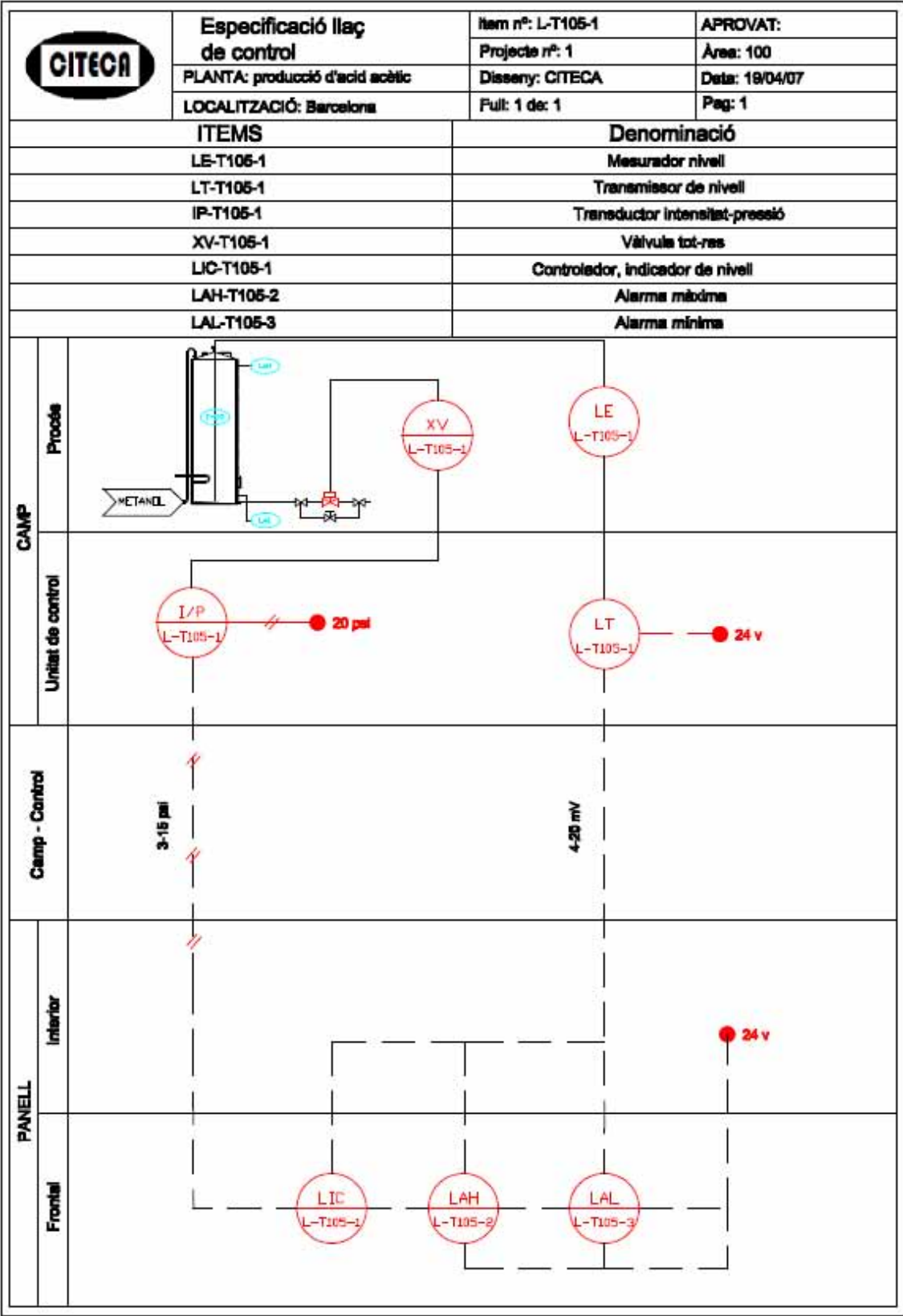
13.1.1.2.- Control de nivell



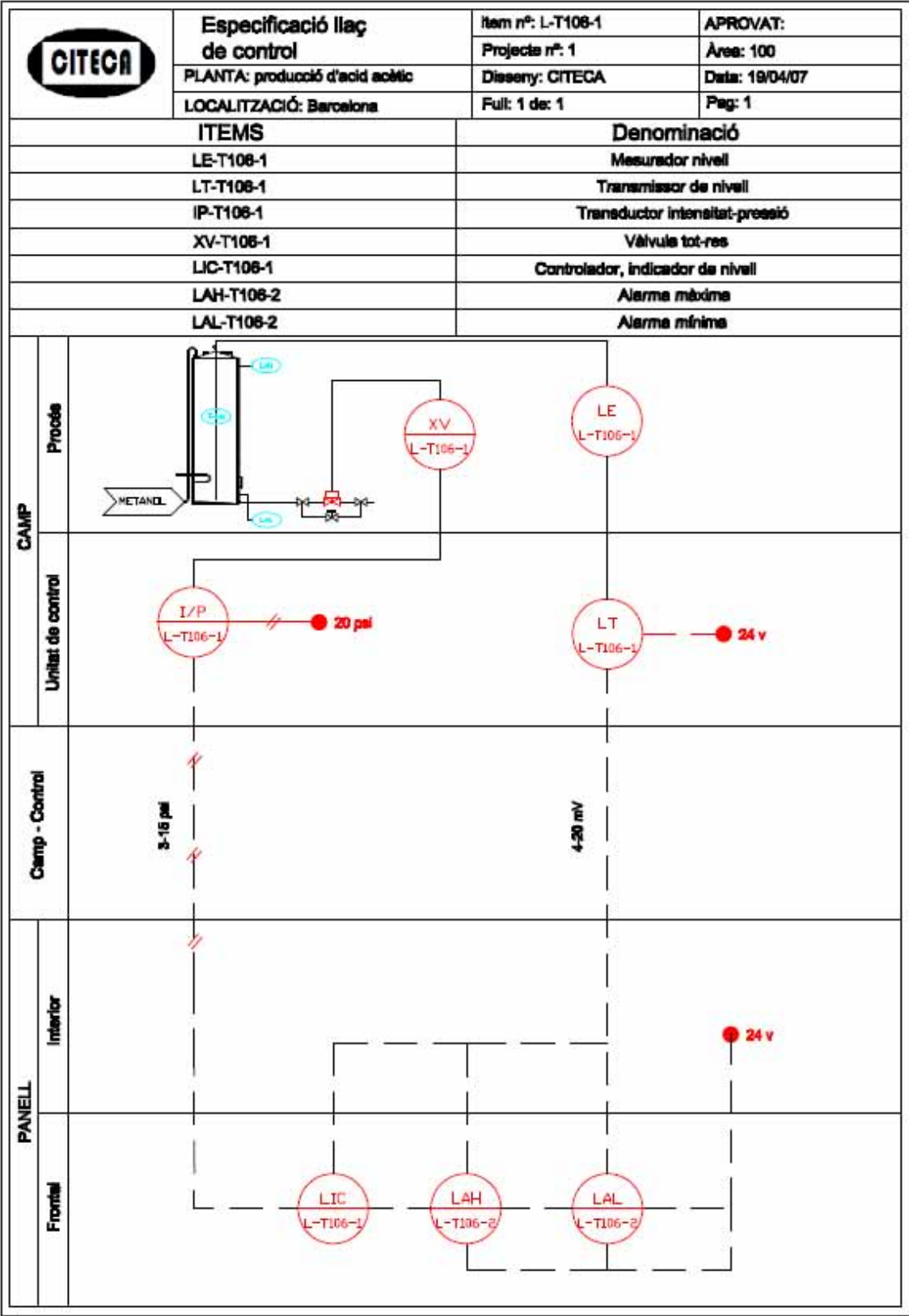


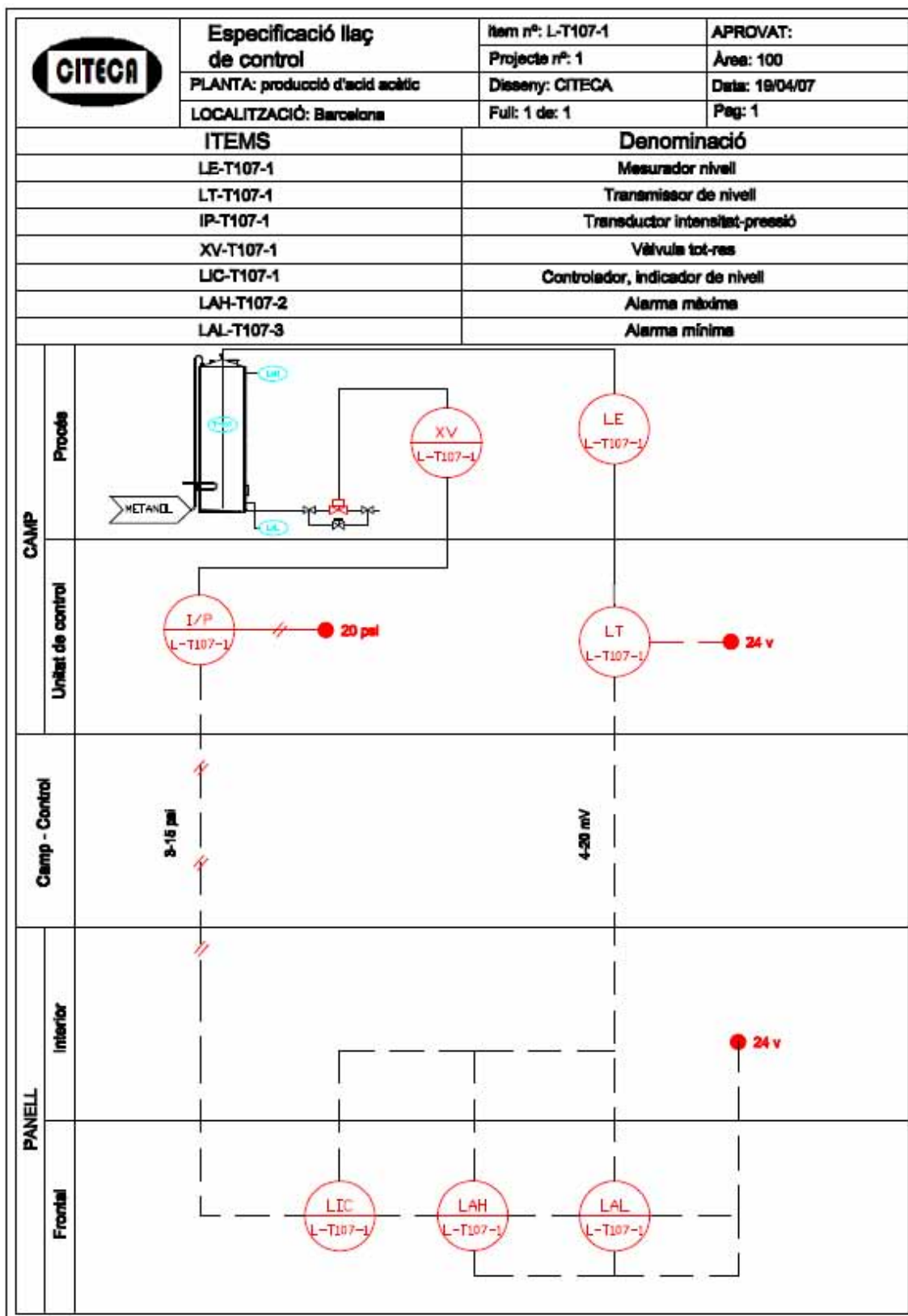


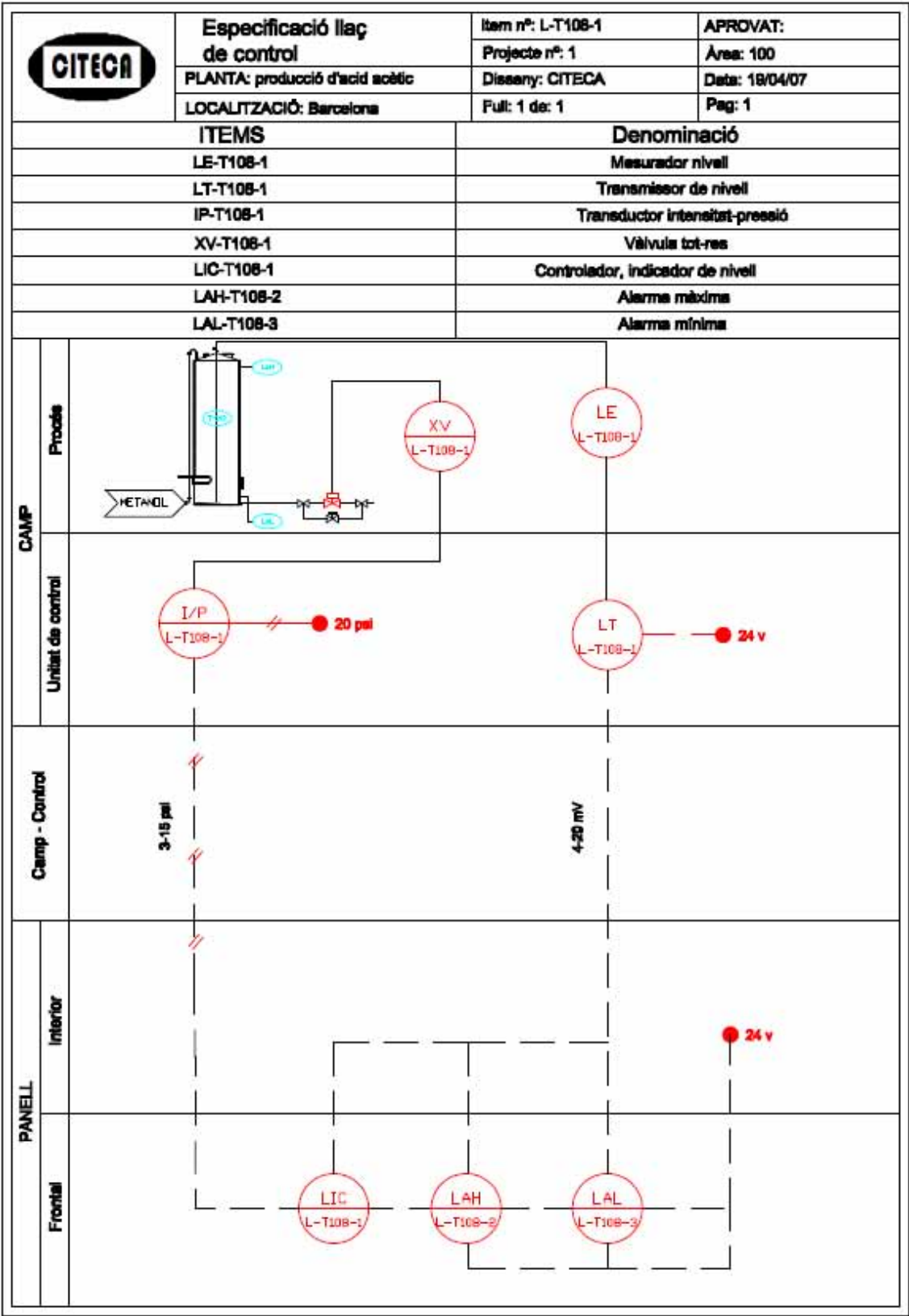


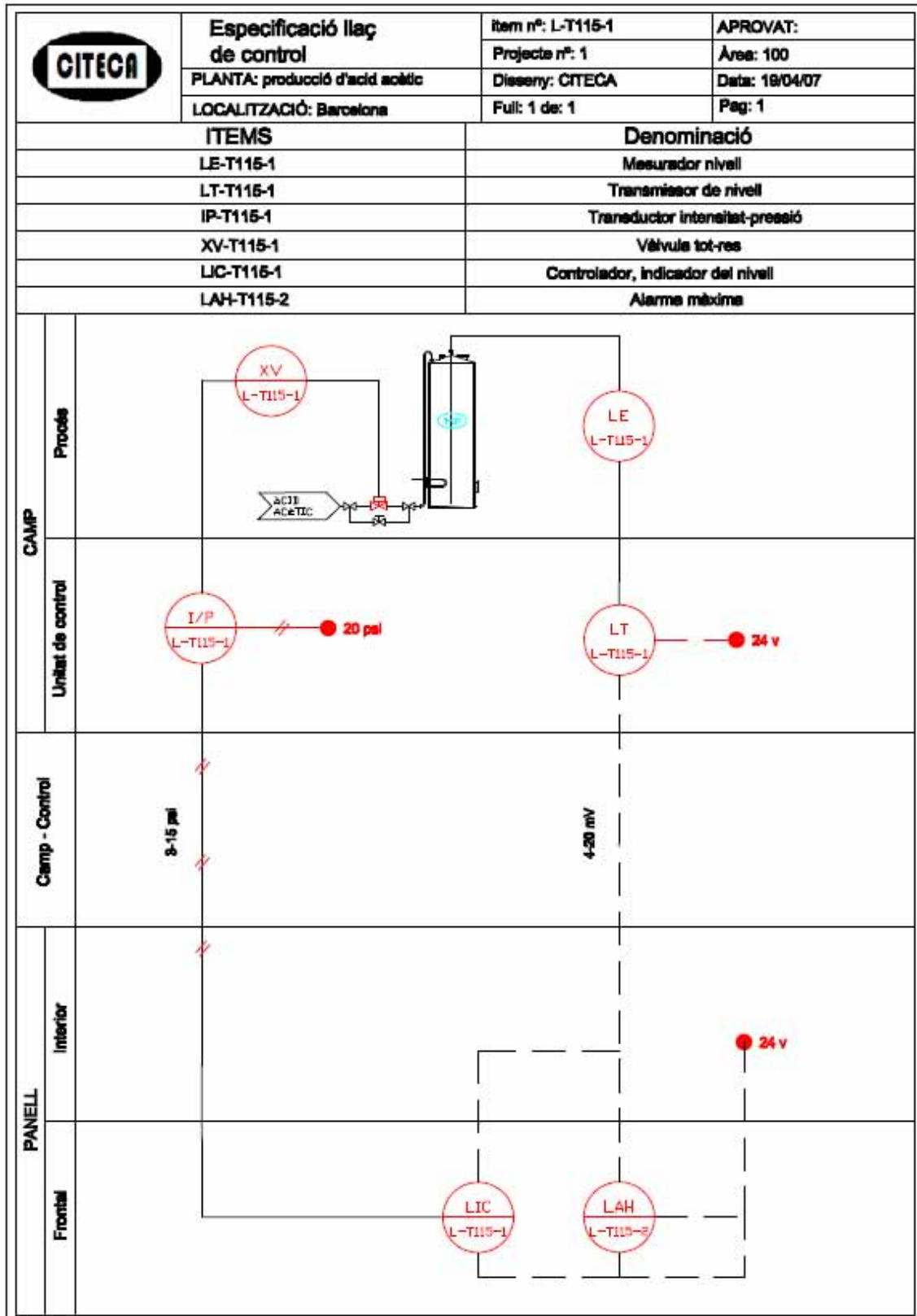


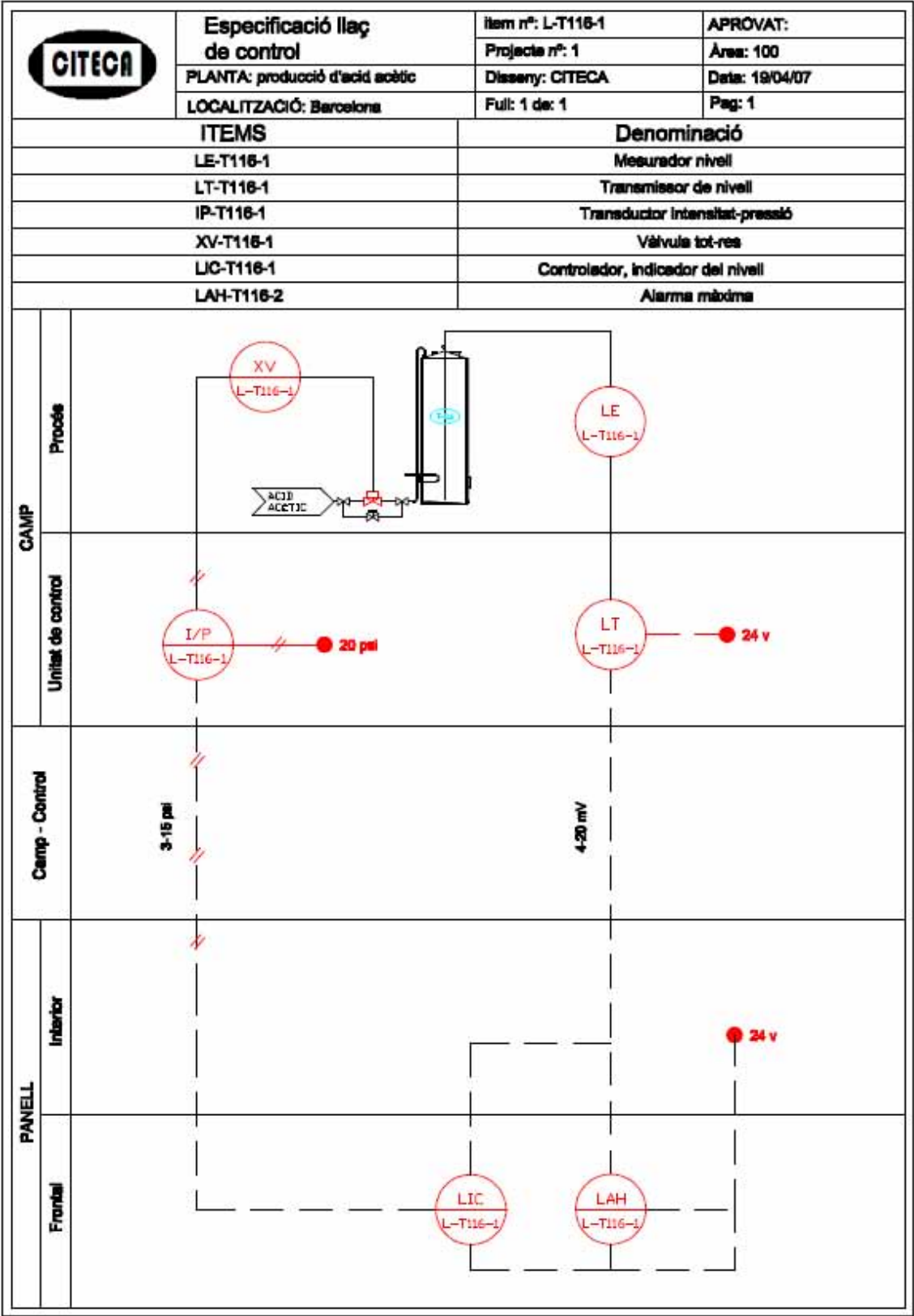


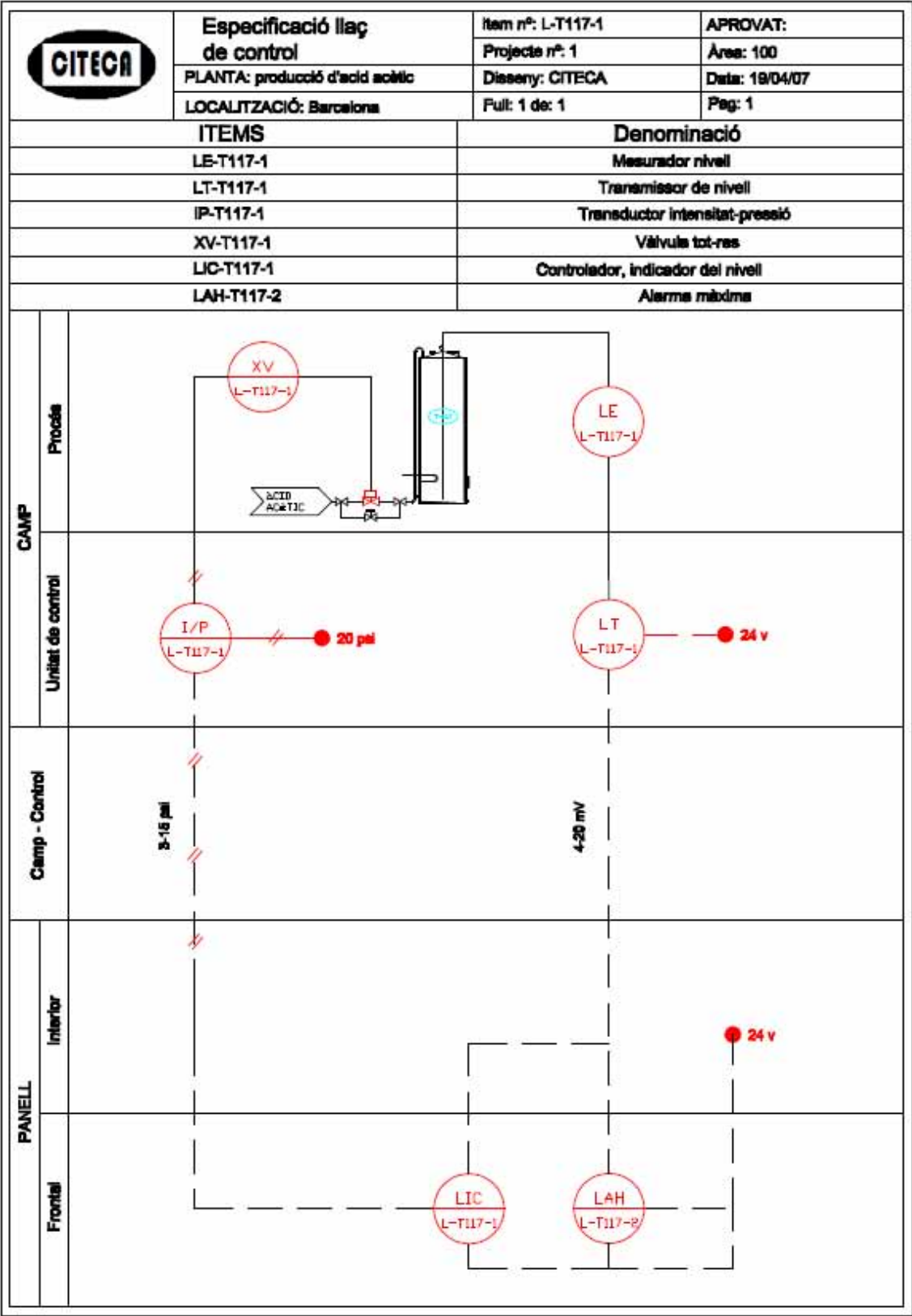


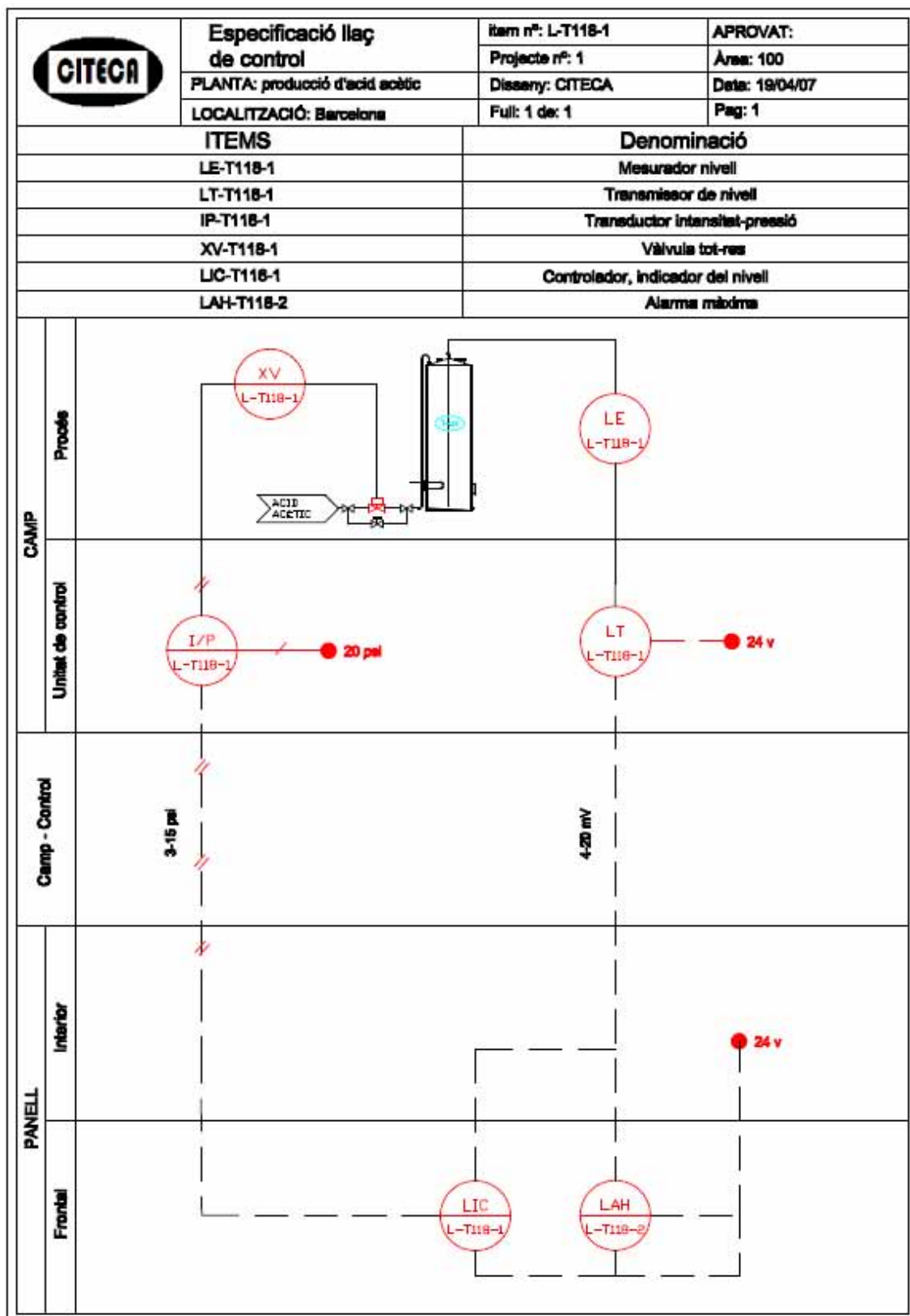




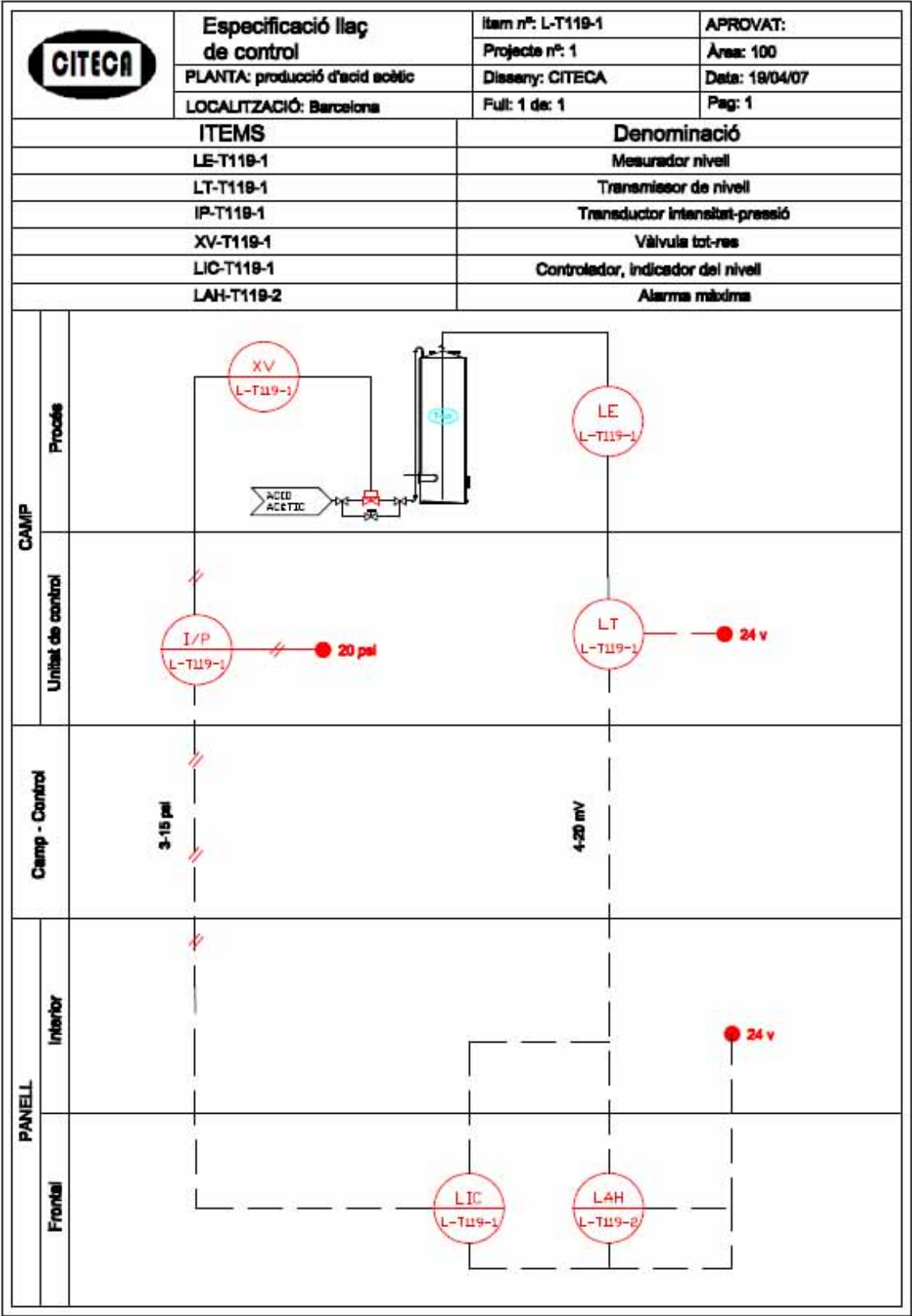




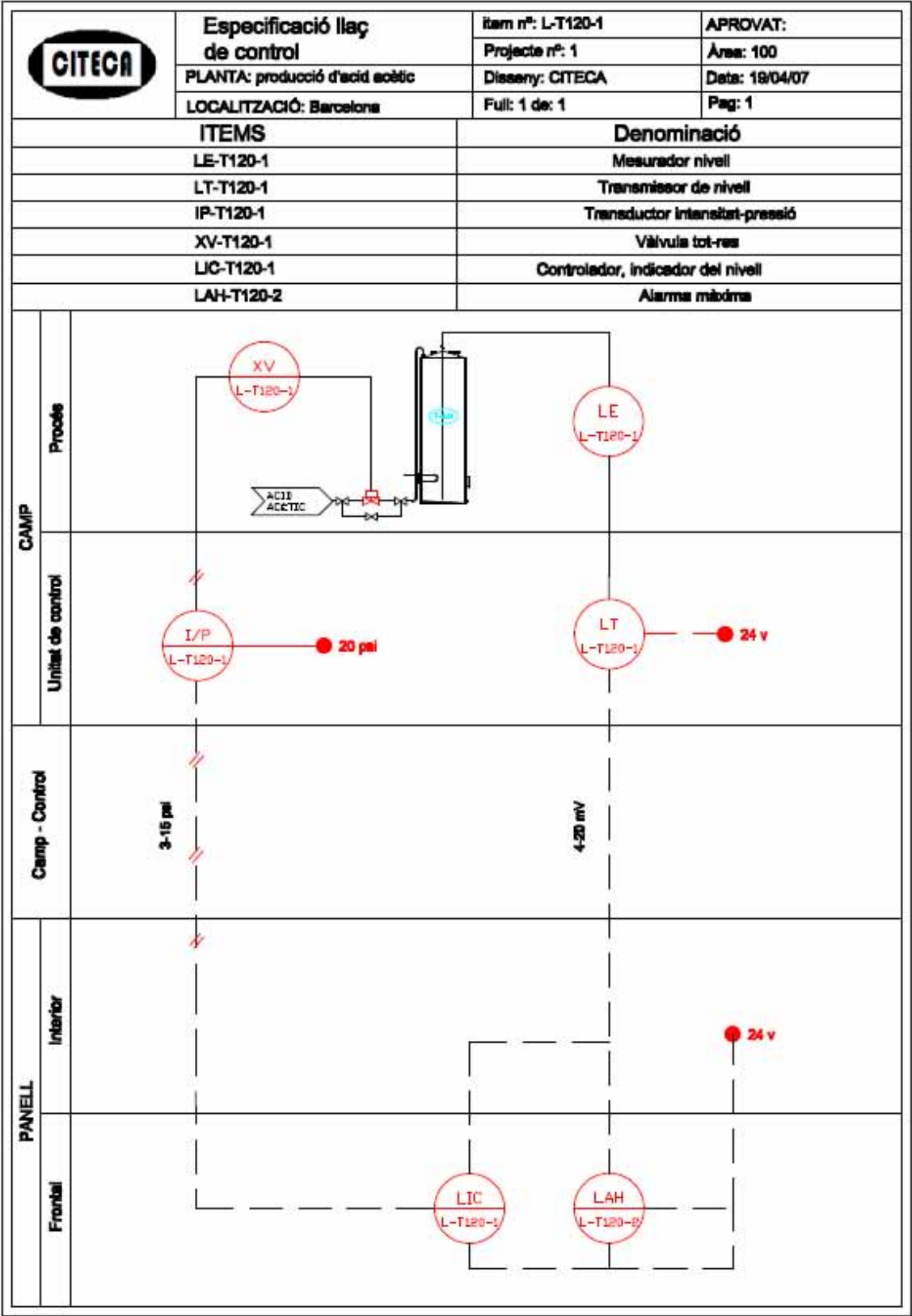


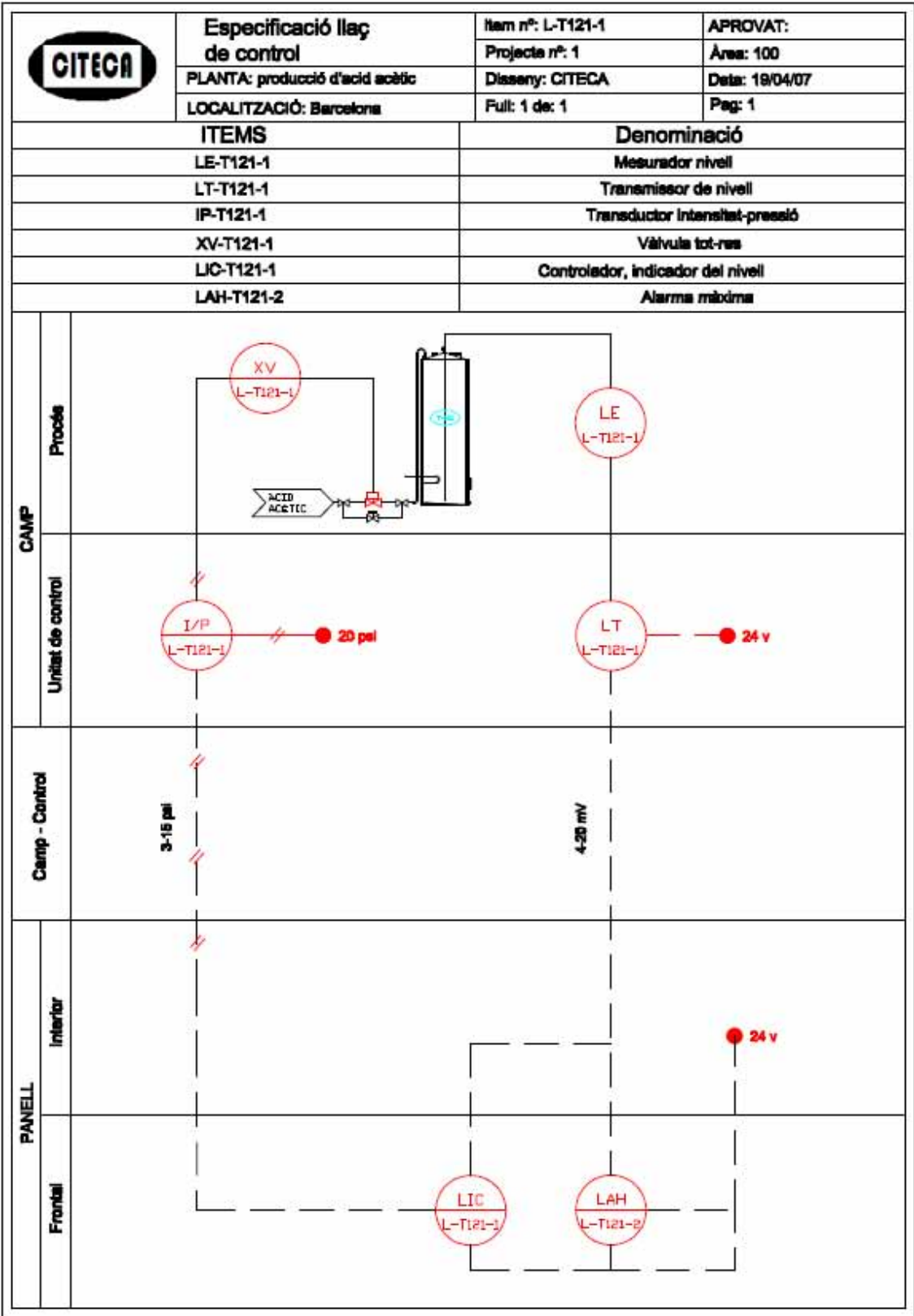


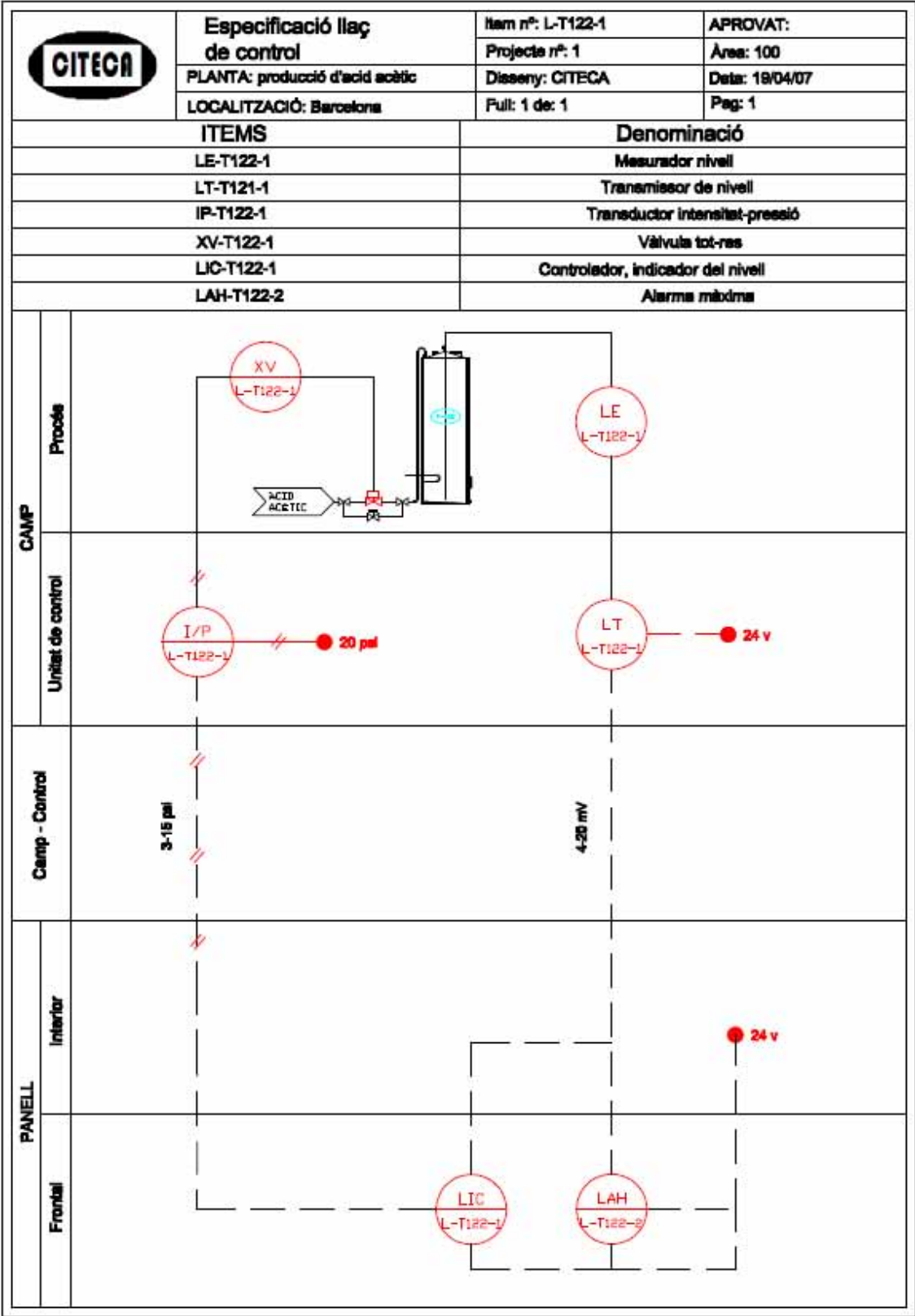


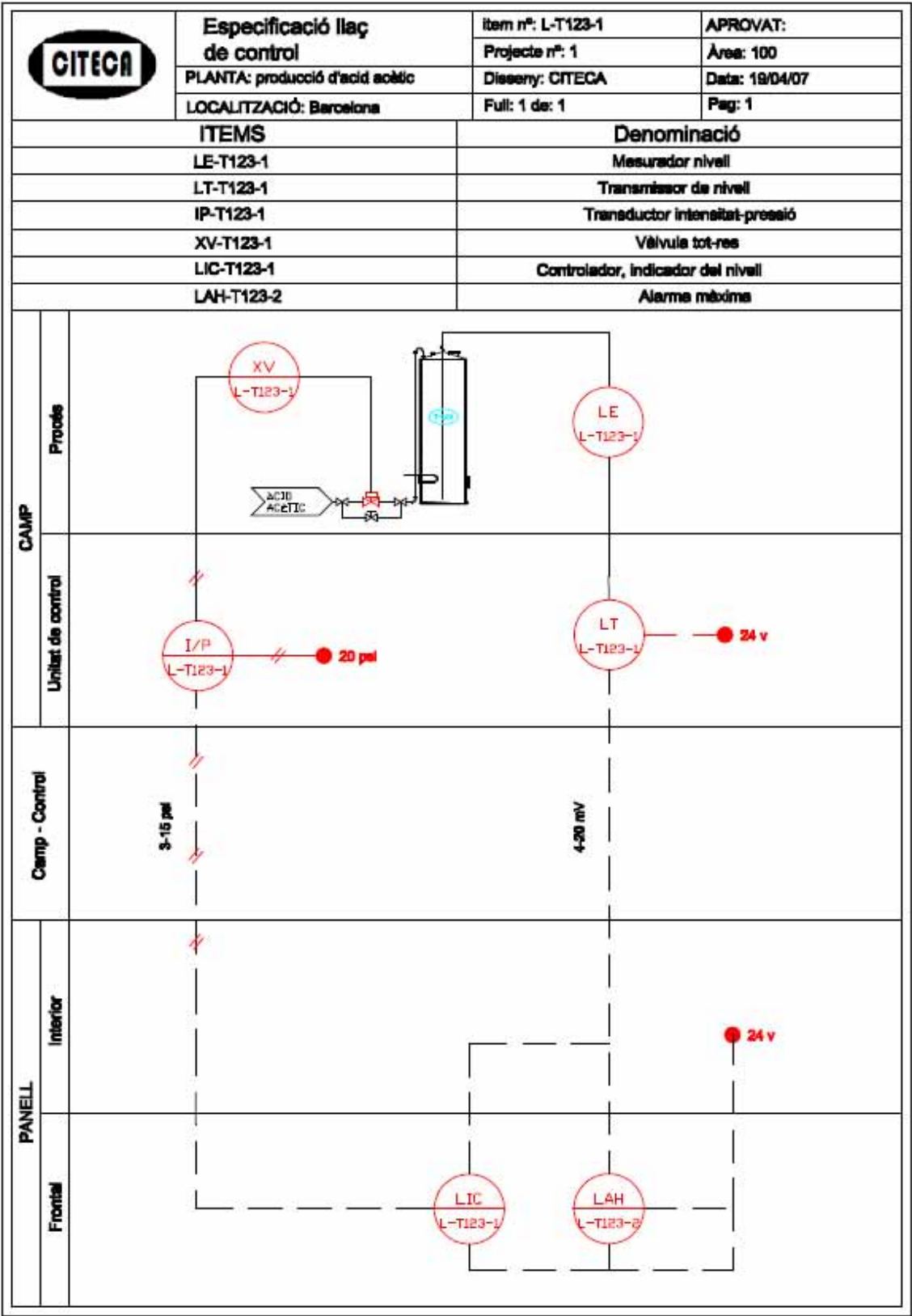


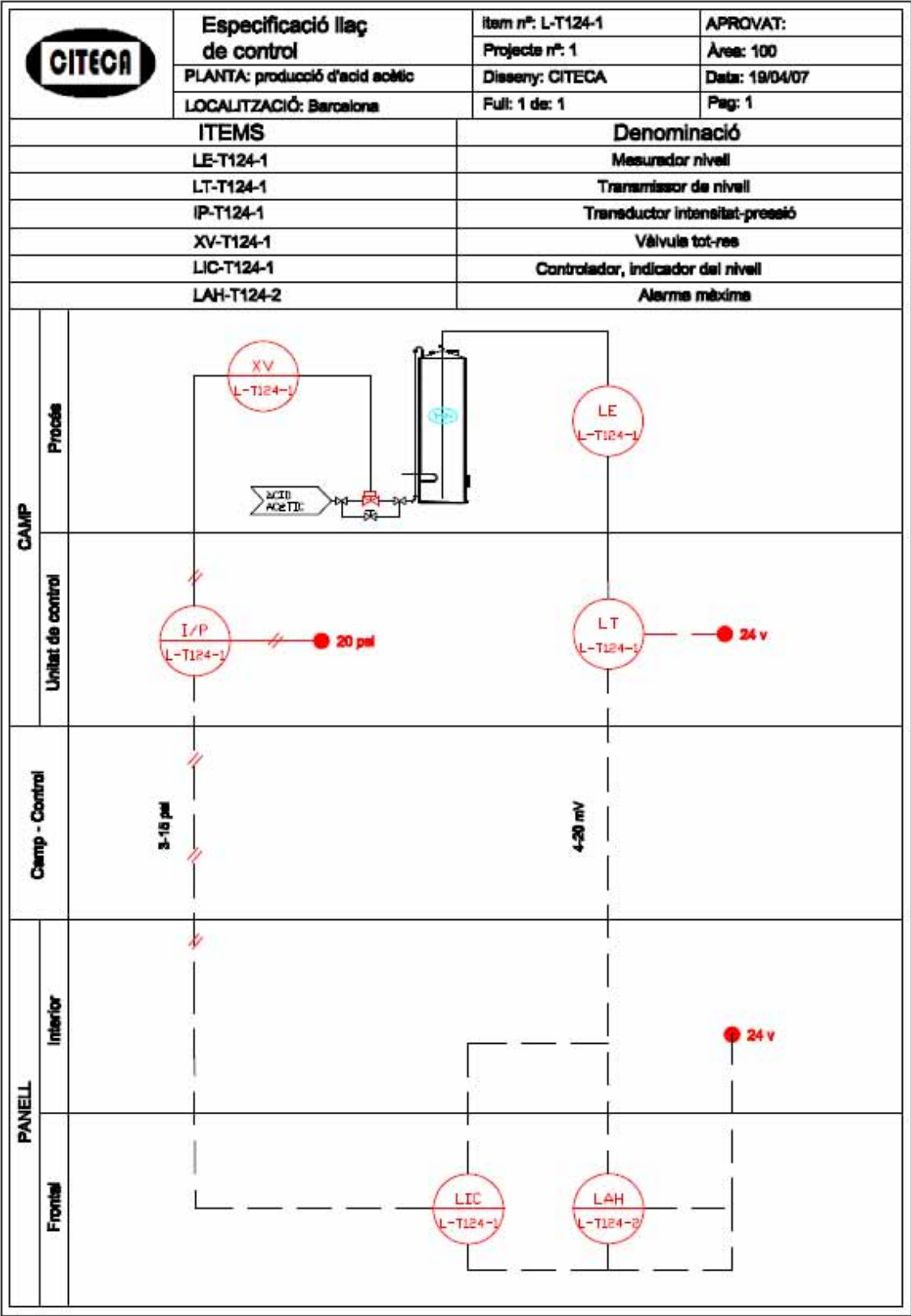


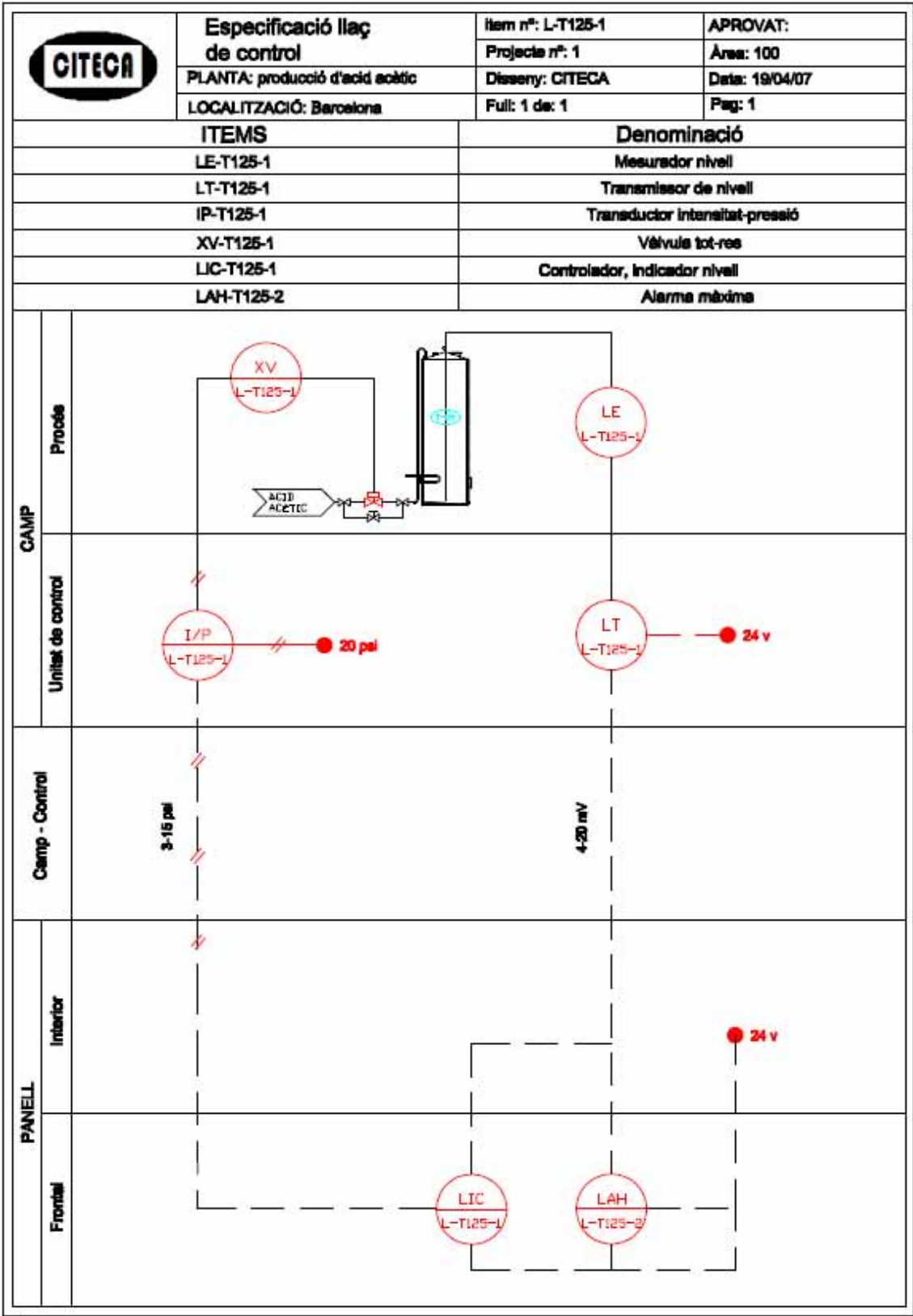


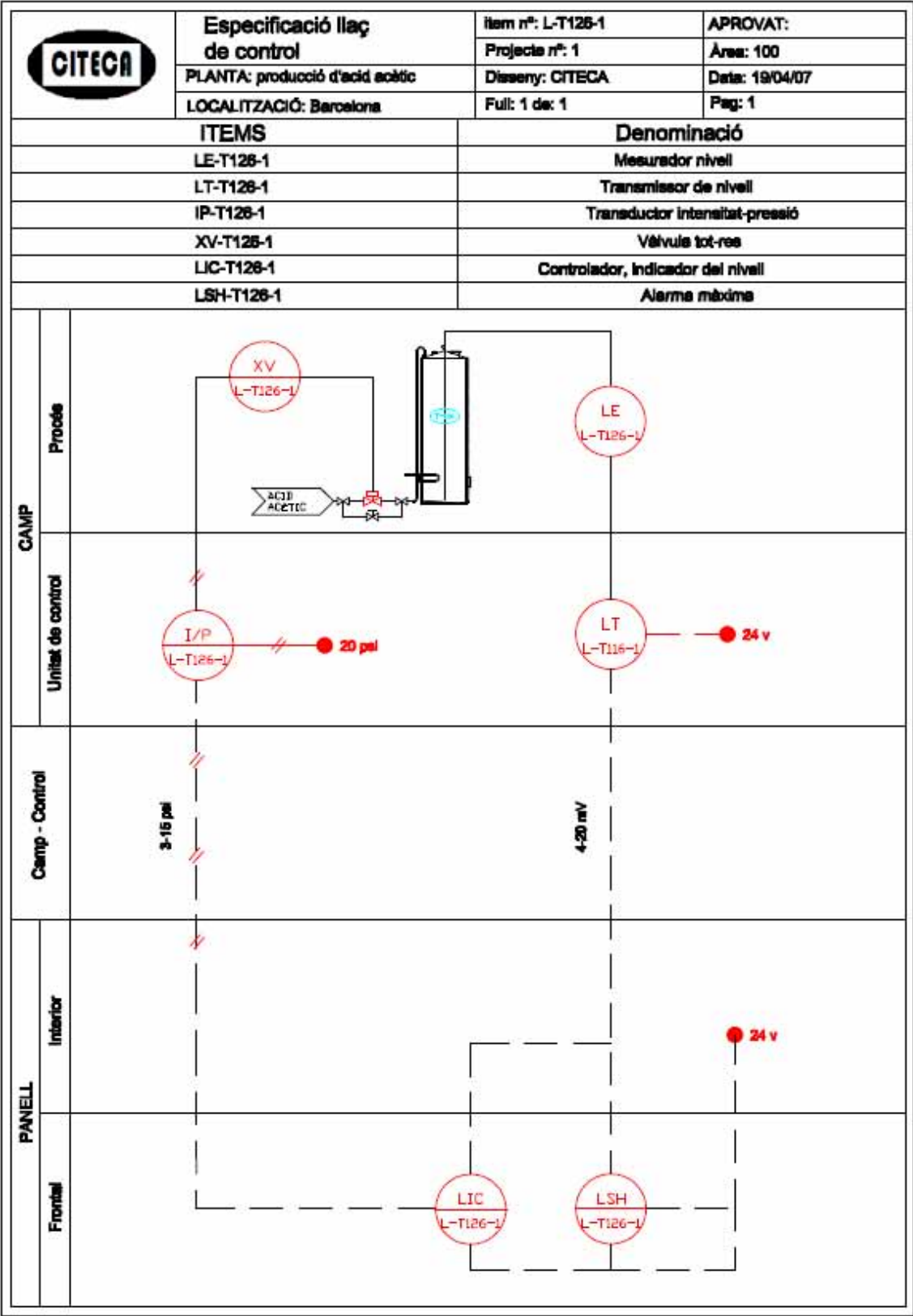




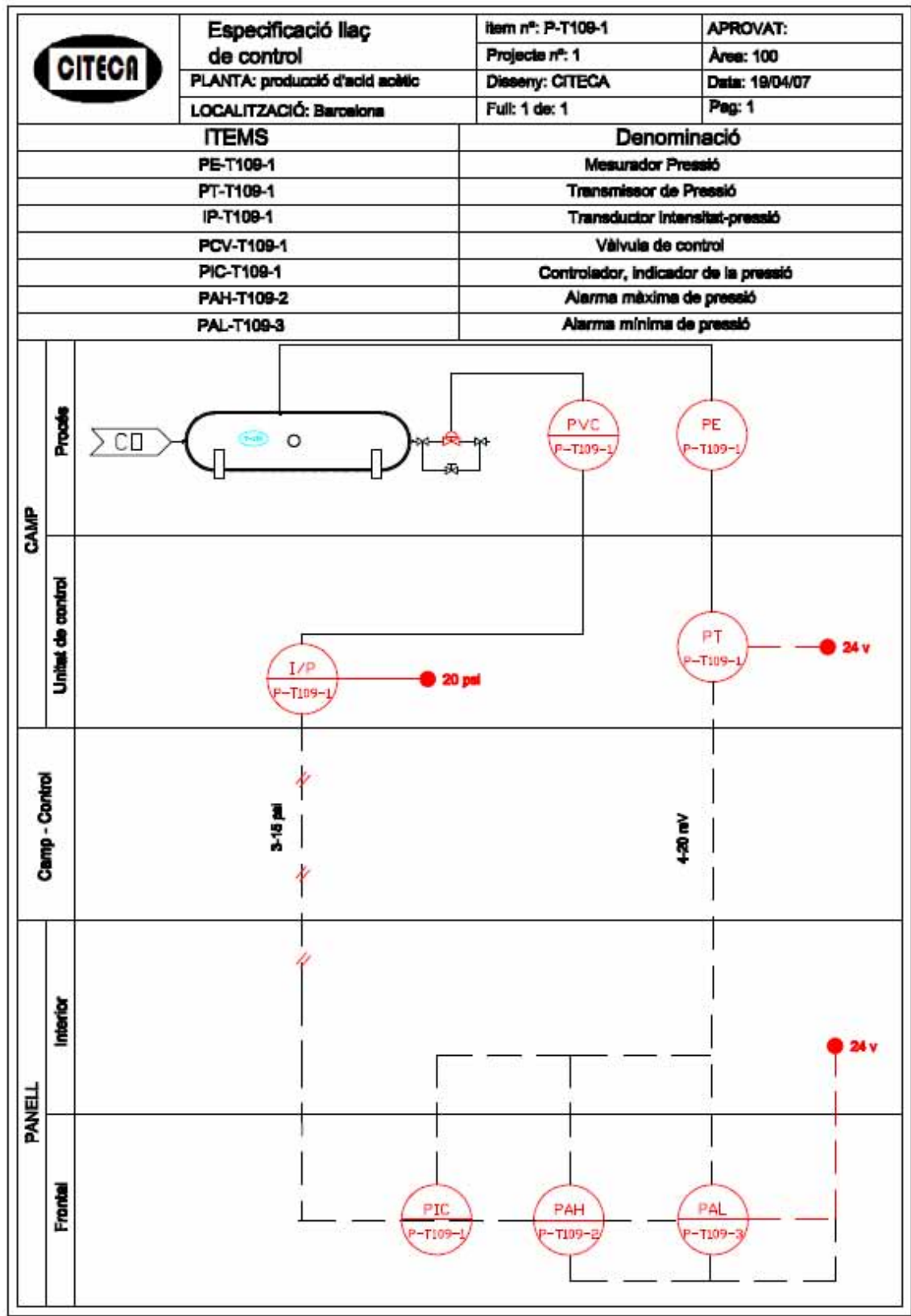




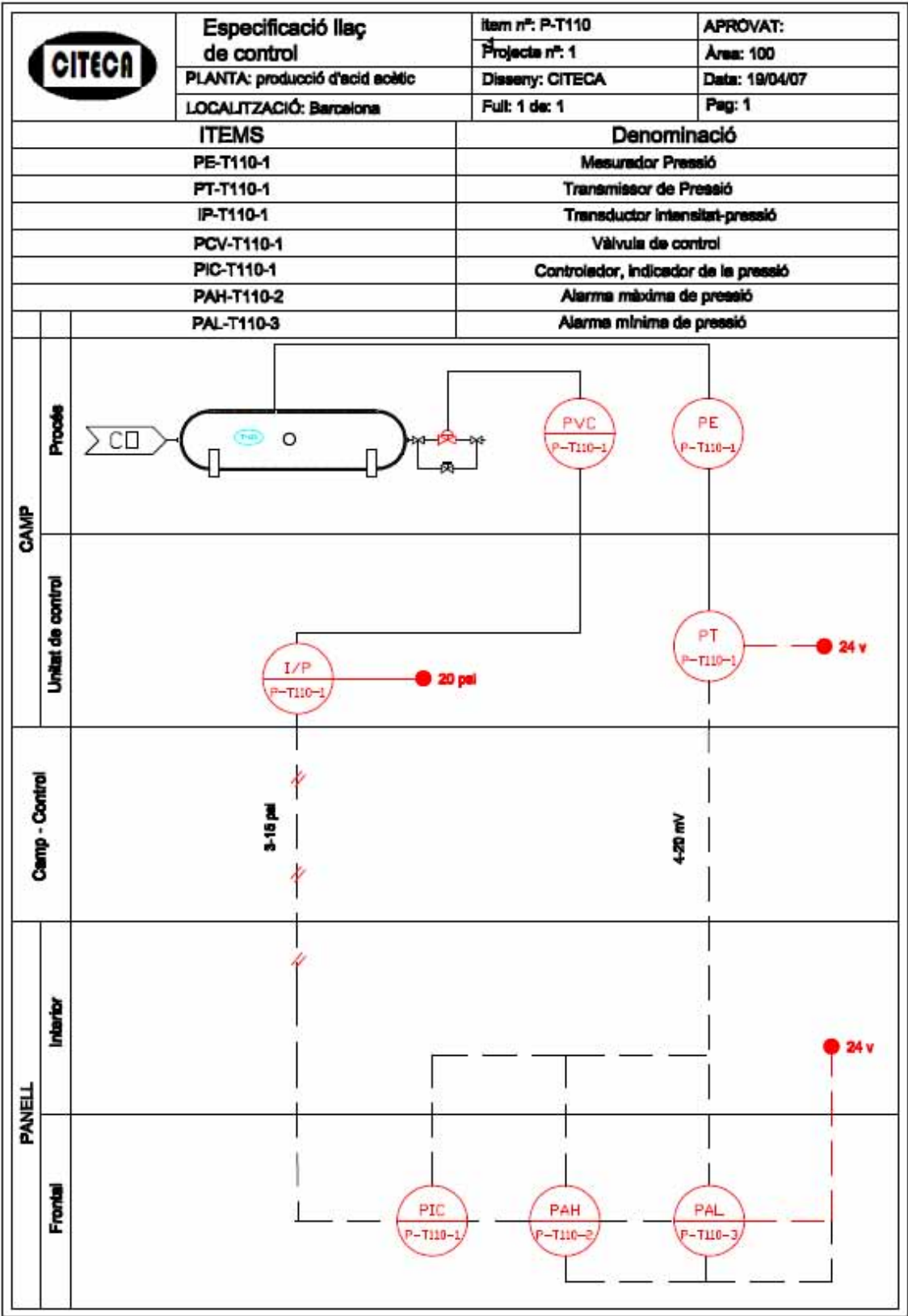


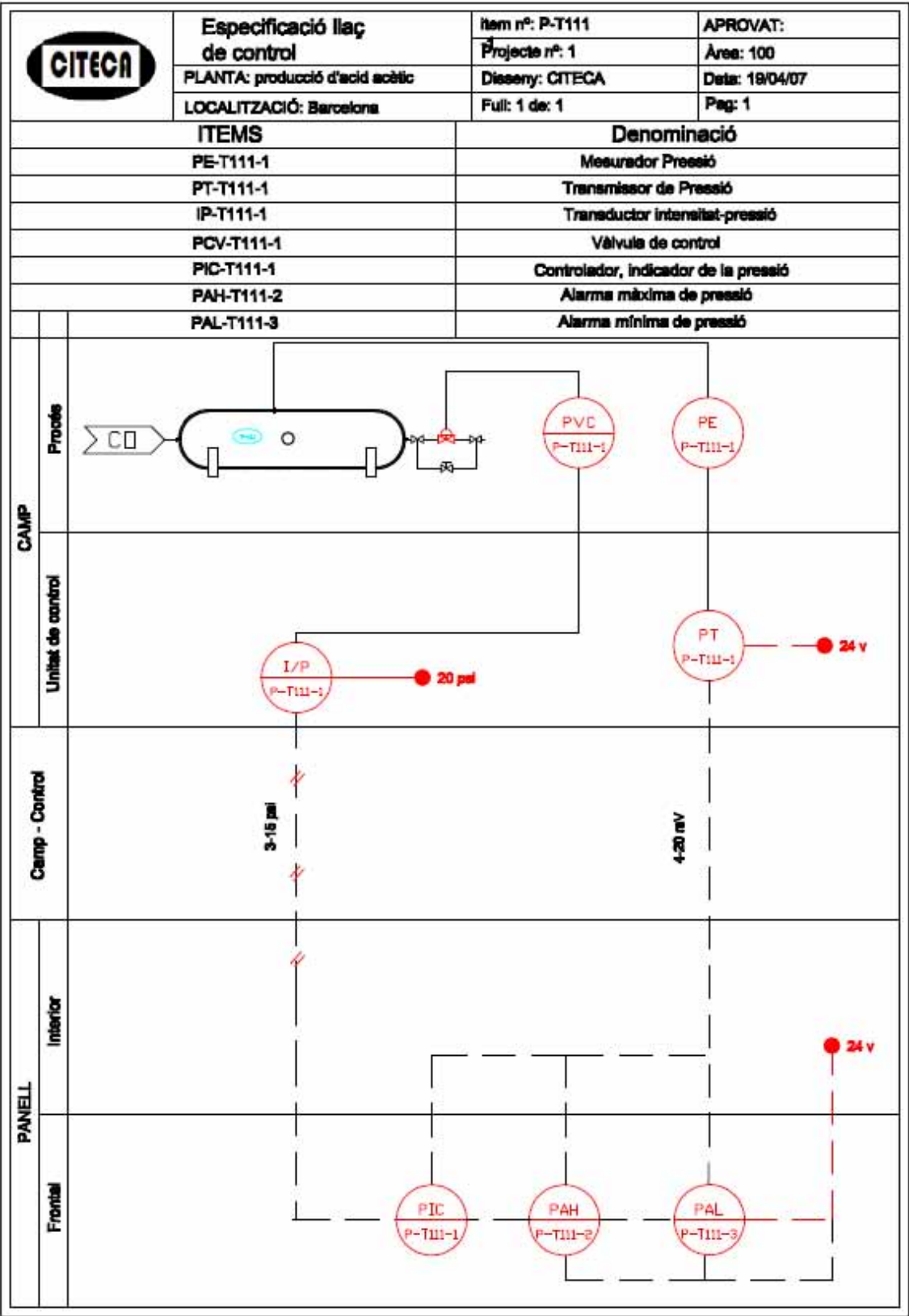


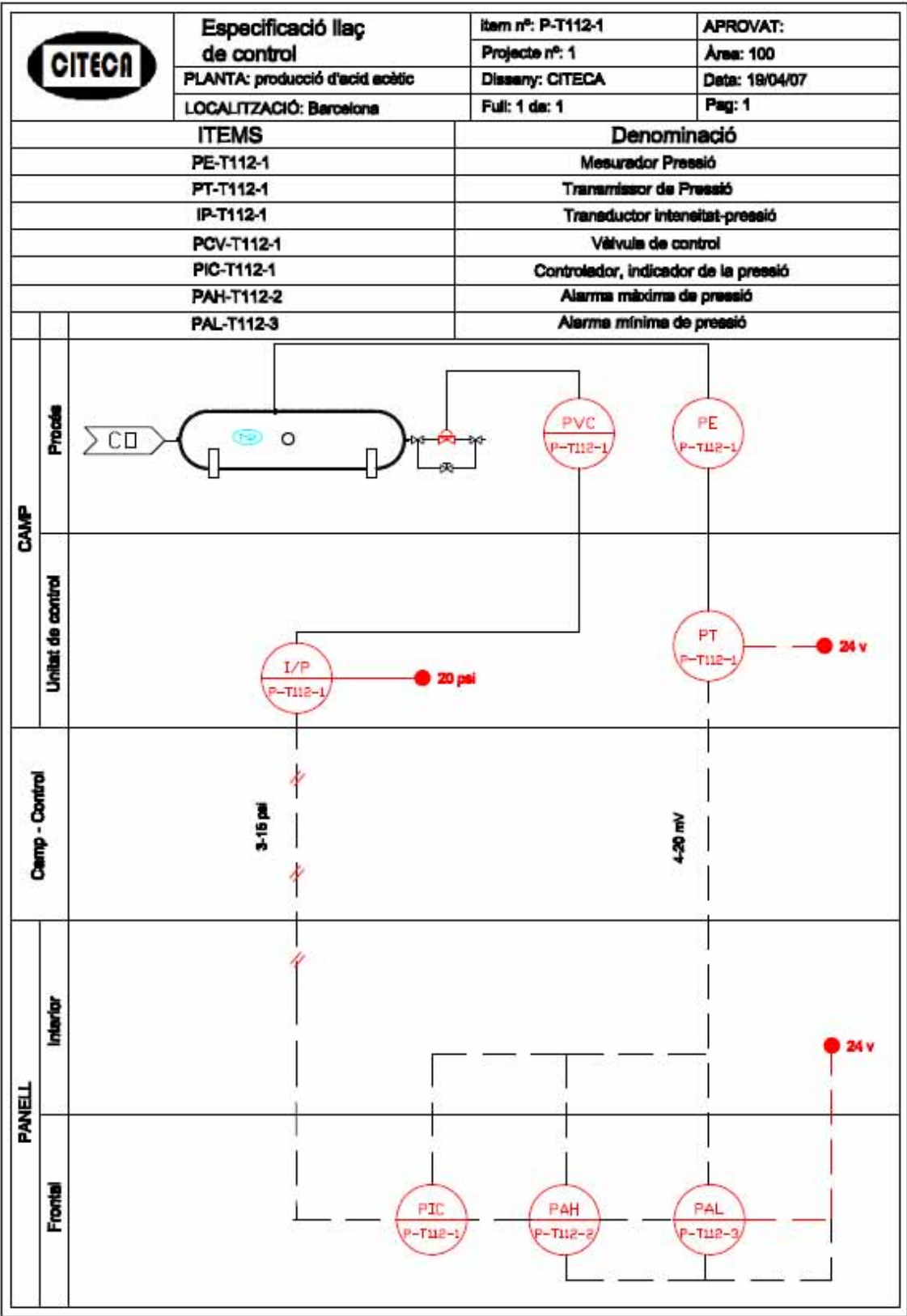
13.1.1.3.- Control de pressió

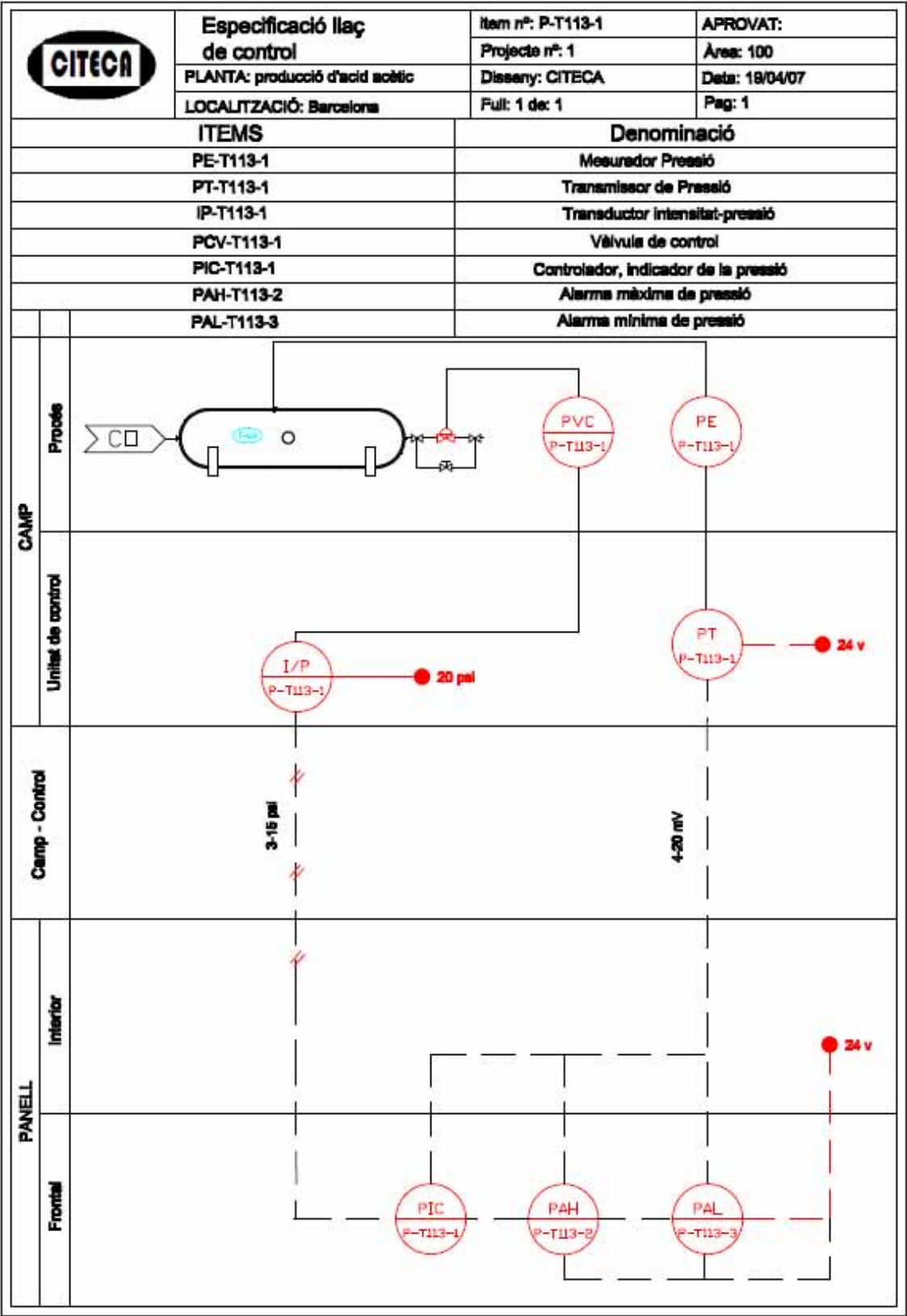


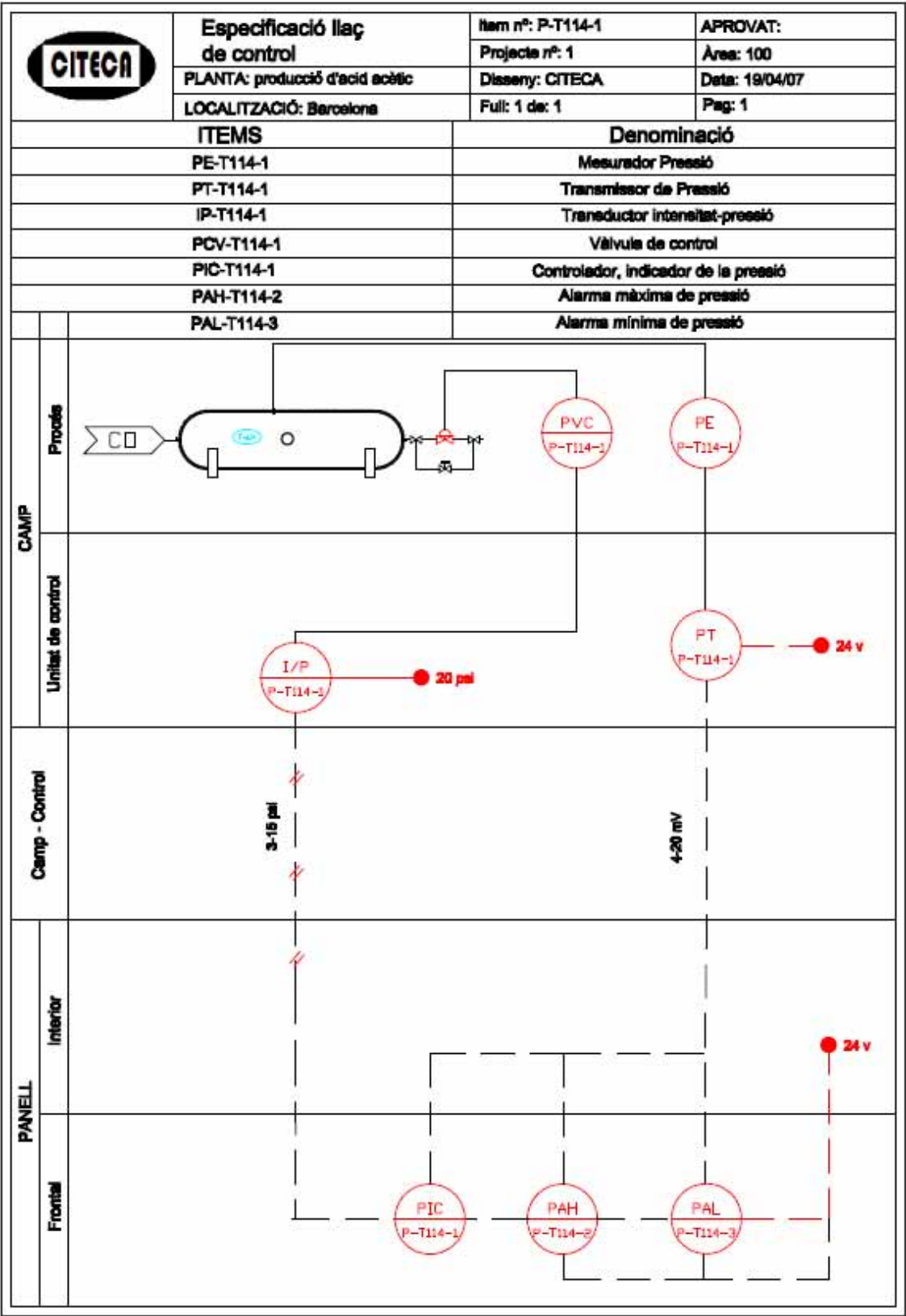




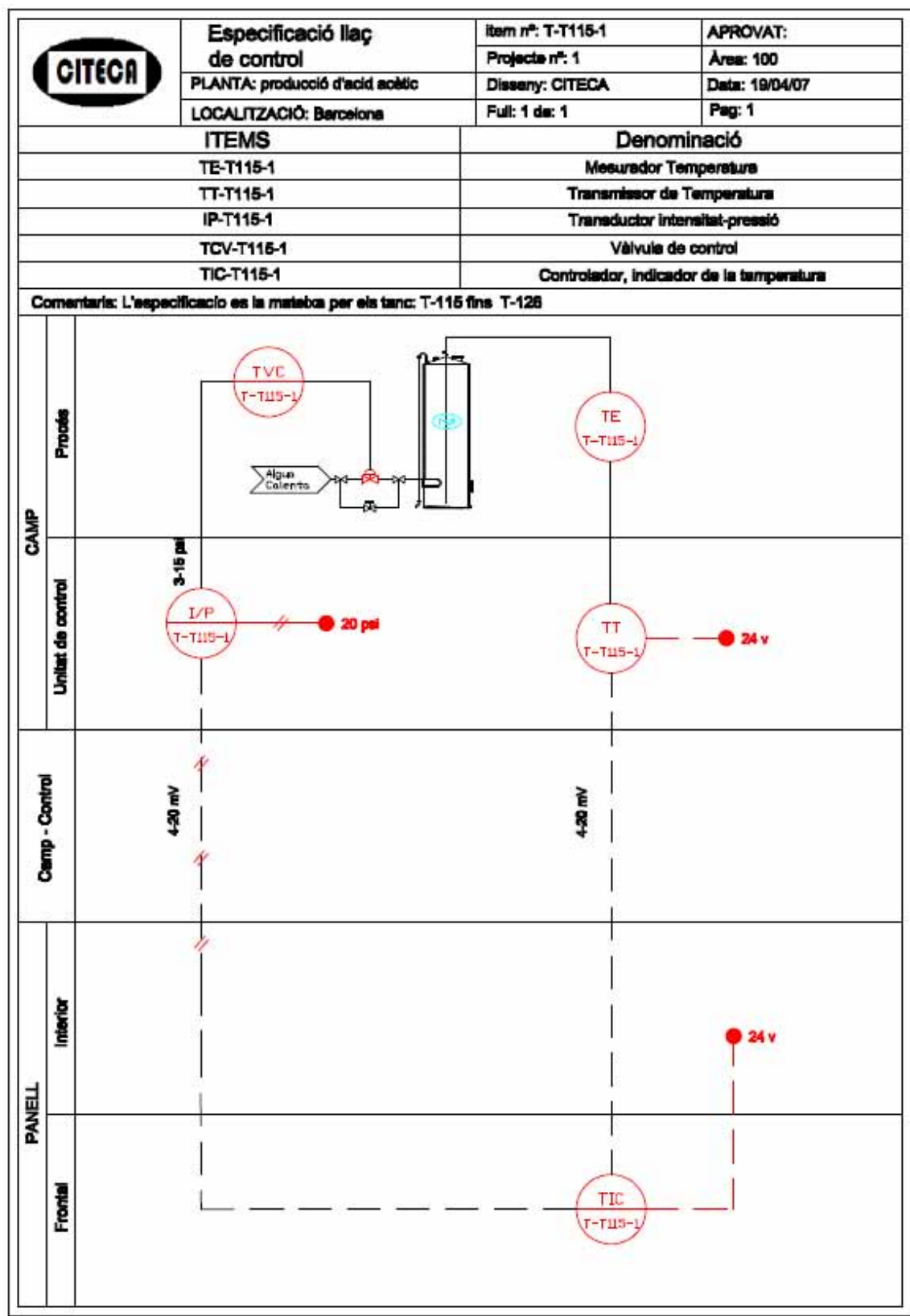


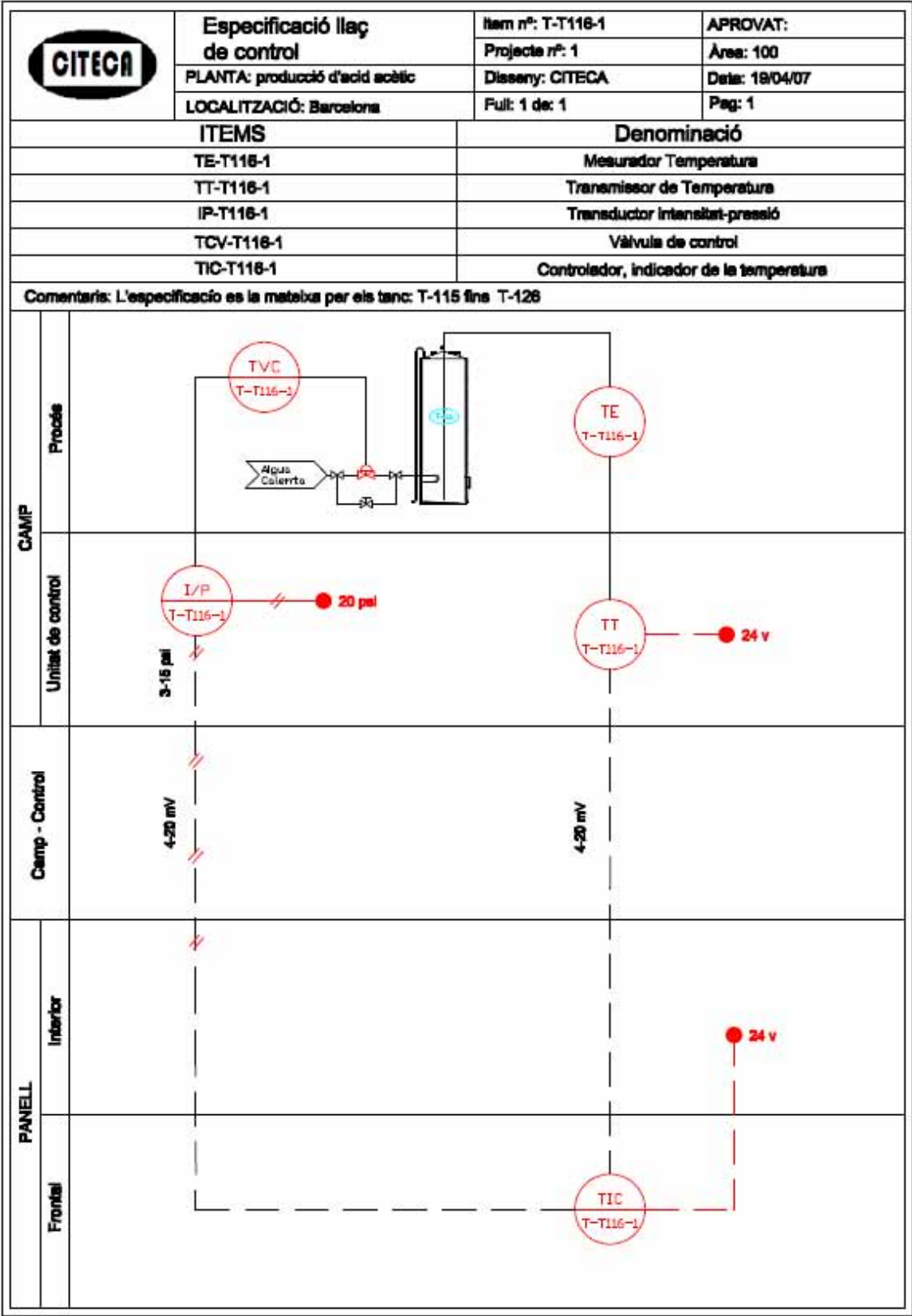





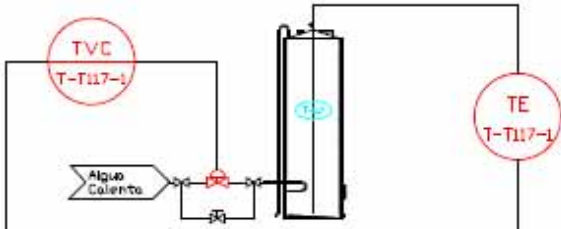

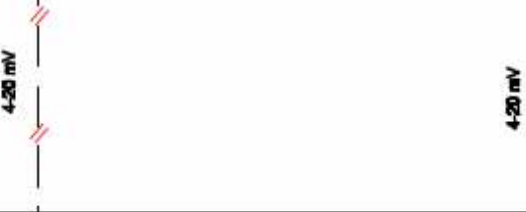

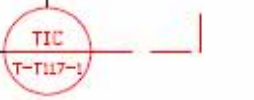


13.1.1.4.- Control de temperatura

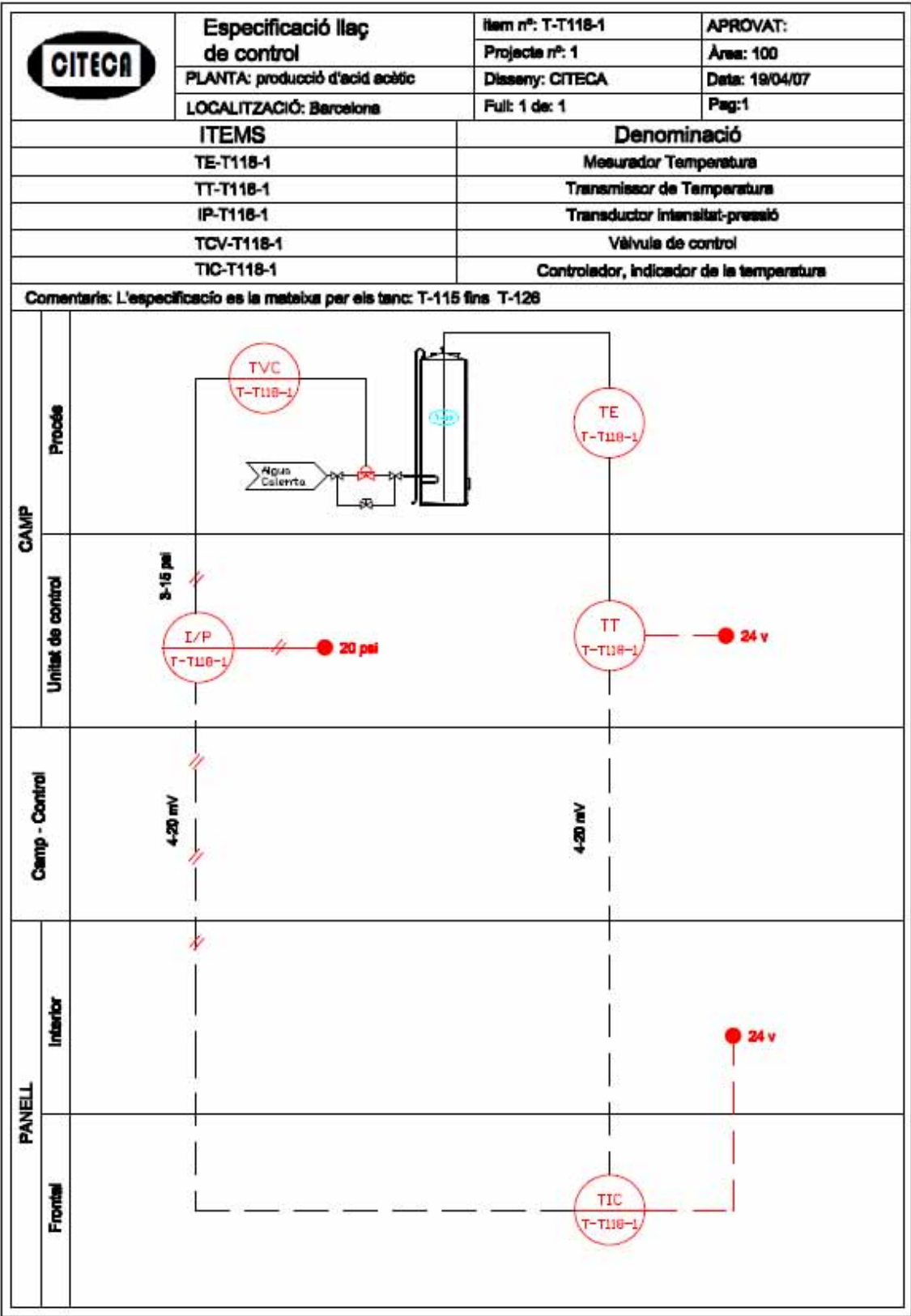


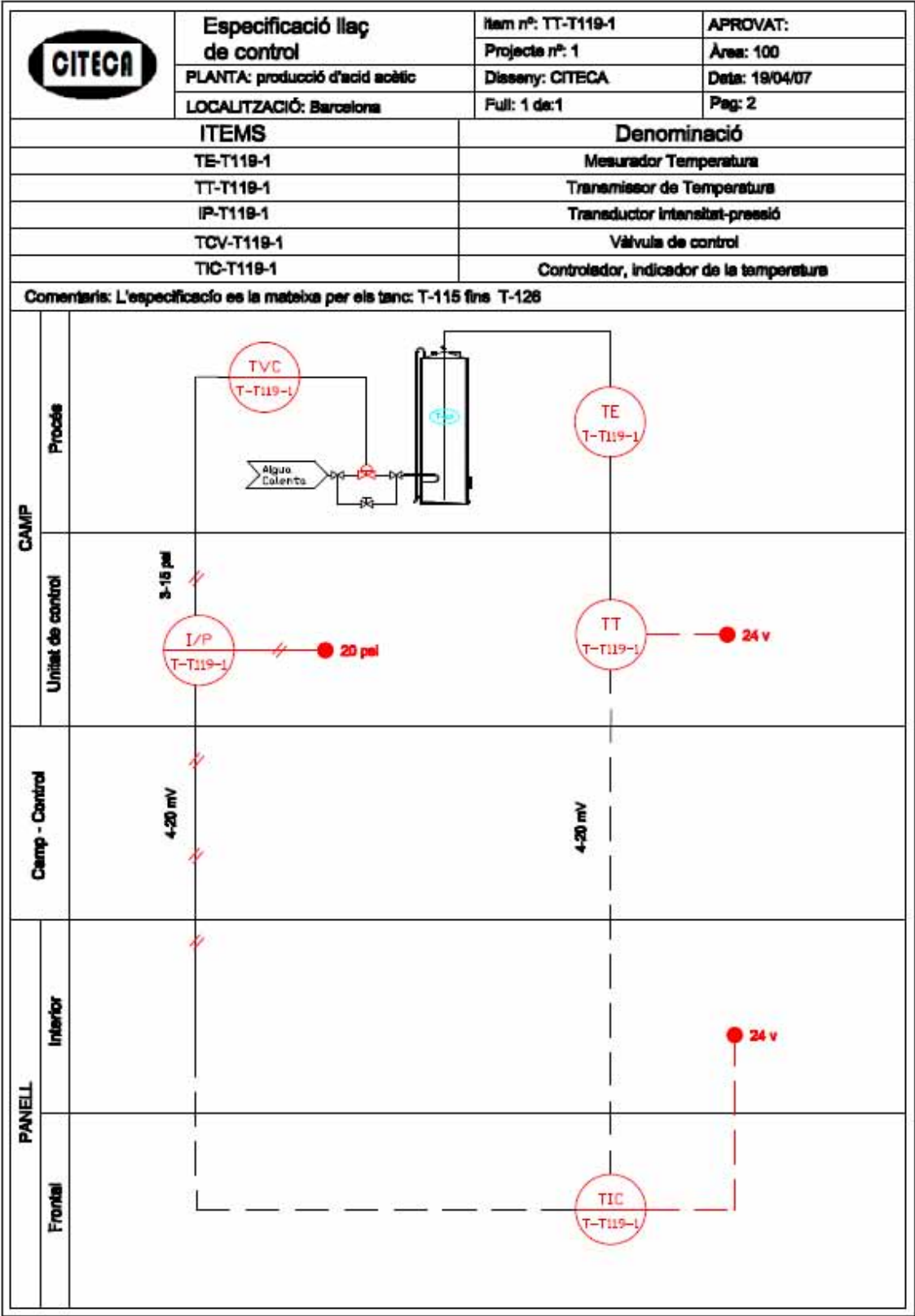


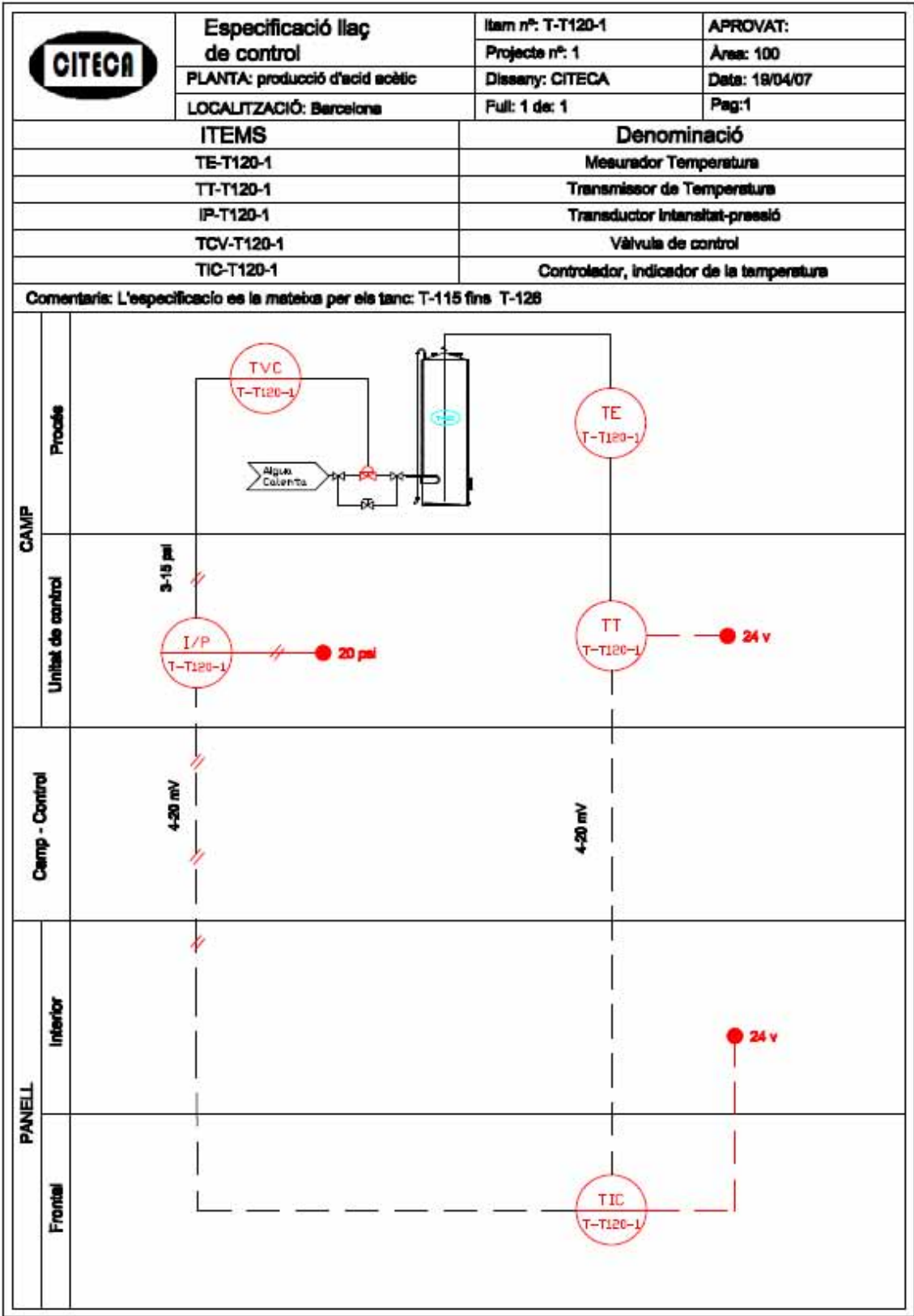


		Especificació llac de control		Item nº: T-T117-1	APROVAT:
		PLANTA: producció d'àcid acètic		Projecte nº: 1	Àrea: 100
		LOCALITZACIÓ: Barcelona		Disseny: CITECA	Data: 19/04/07
		Full: 1 de: 1		Pag:1	
ITEMS			Denominació		
TE-T117-1			Mesurador Temperatura		
TT-T117-1			Transmissor de Temperatura		
IP-T117-1			Transductor intensitat-pressió		
TCV-T117-1			Vàlvula de control		
TIC-T117-1			Controlador, indicador de la temperatura		
Comentaris: L'especificació es fa mateixa per els tanc: T-115 fins T-126					
CAMPI	Procede				
	Unitat de control				
Camp - Control					
PANEL	Interior				
	Frontal				





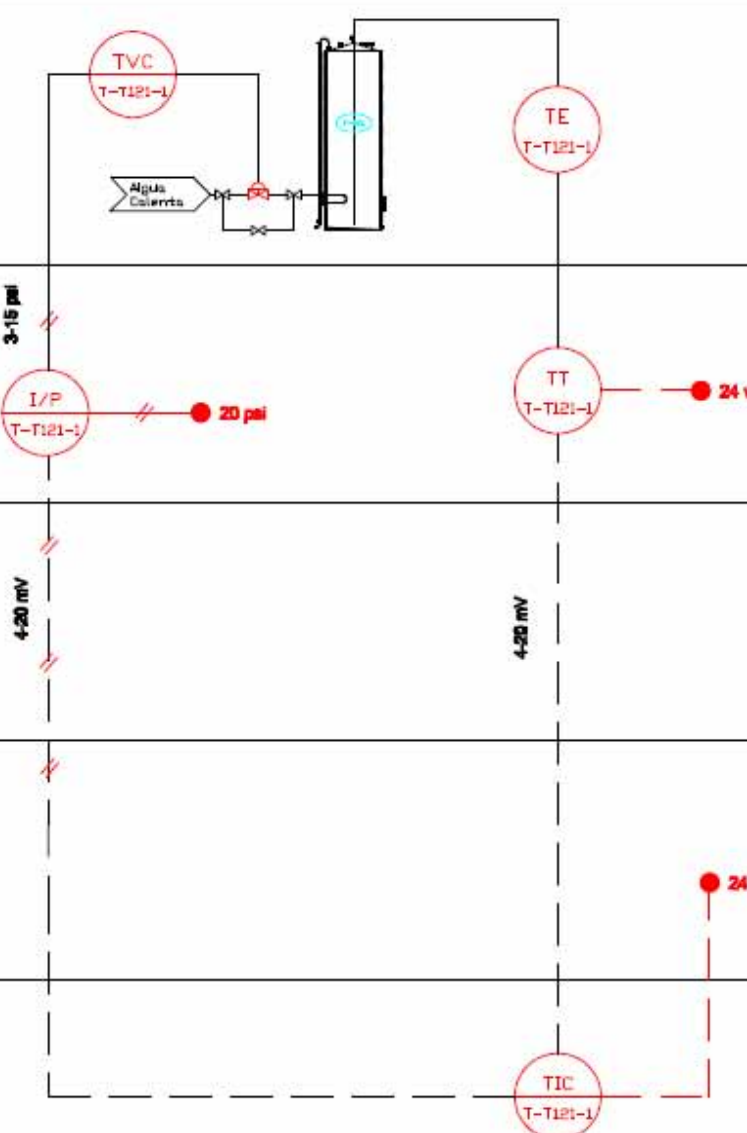


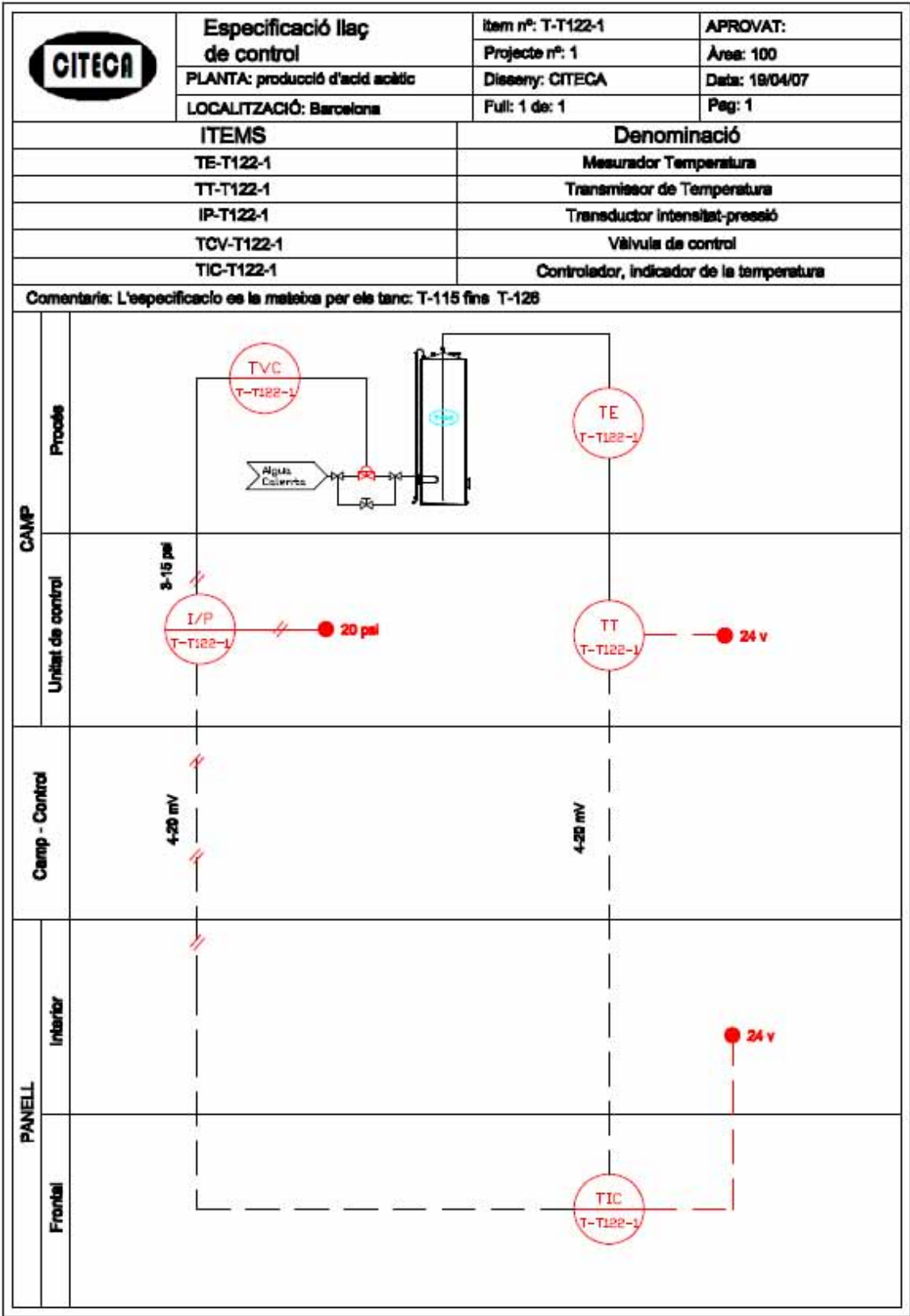


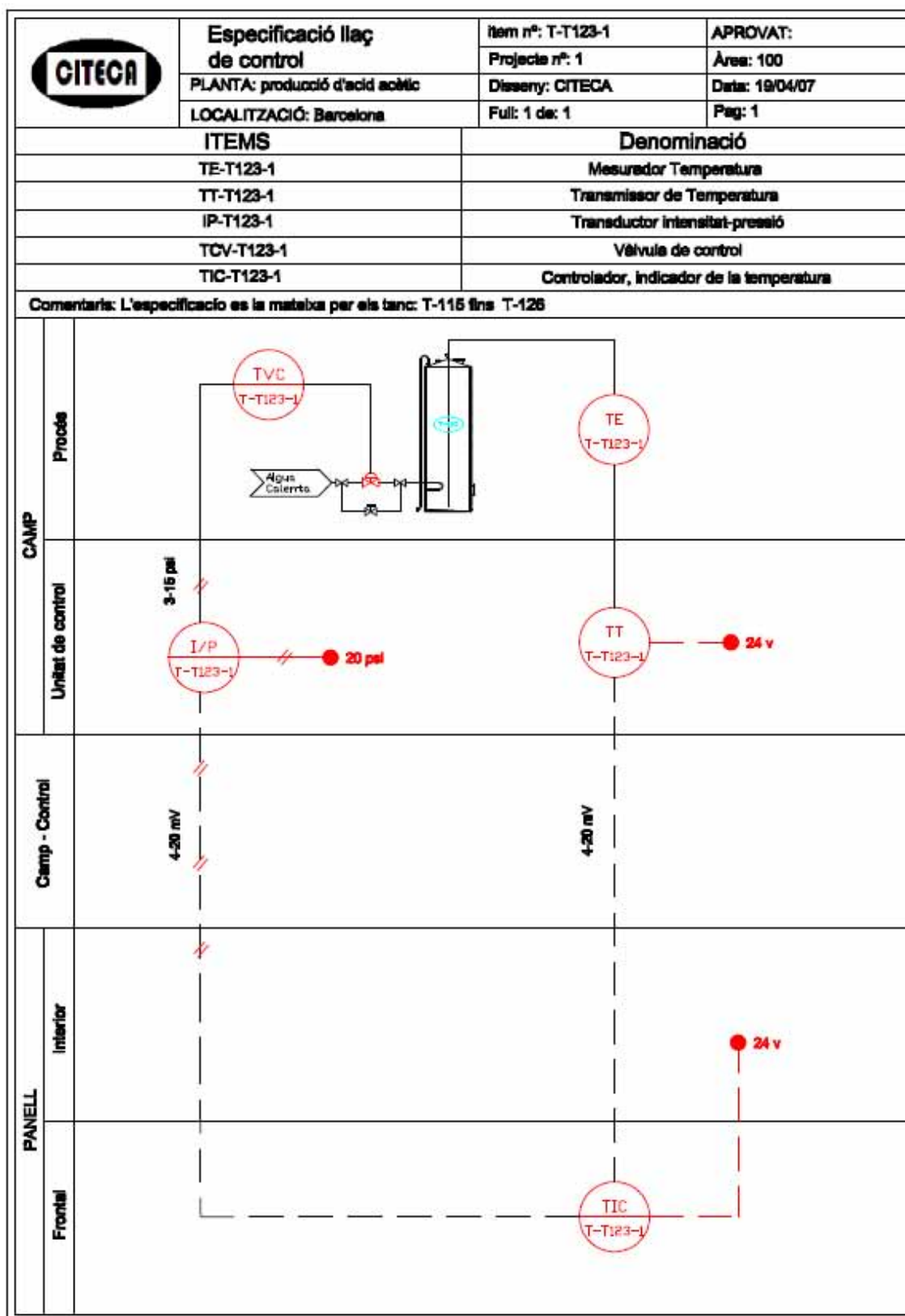
<div><div>CITECA</div></div>	Especificació llac de control	Item nº: T-T121-1	APROVAT:
	PLANTA: producció d'àcid acètic	Projecte nº: 1	Àrea: 100
	LOCALITZACIÓ: Barcelona	Disseny: CITECA	Data: 19/04/07
		Full: 1 de: 1	Pag: 1

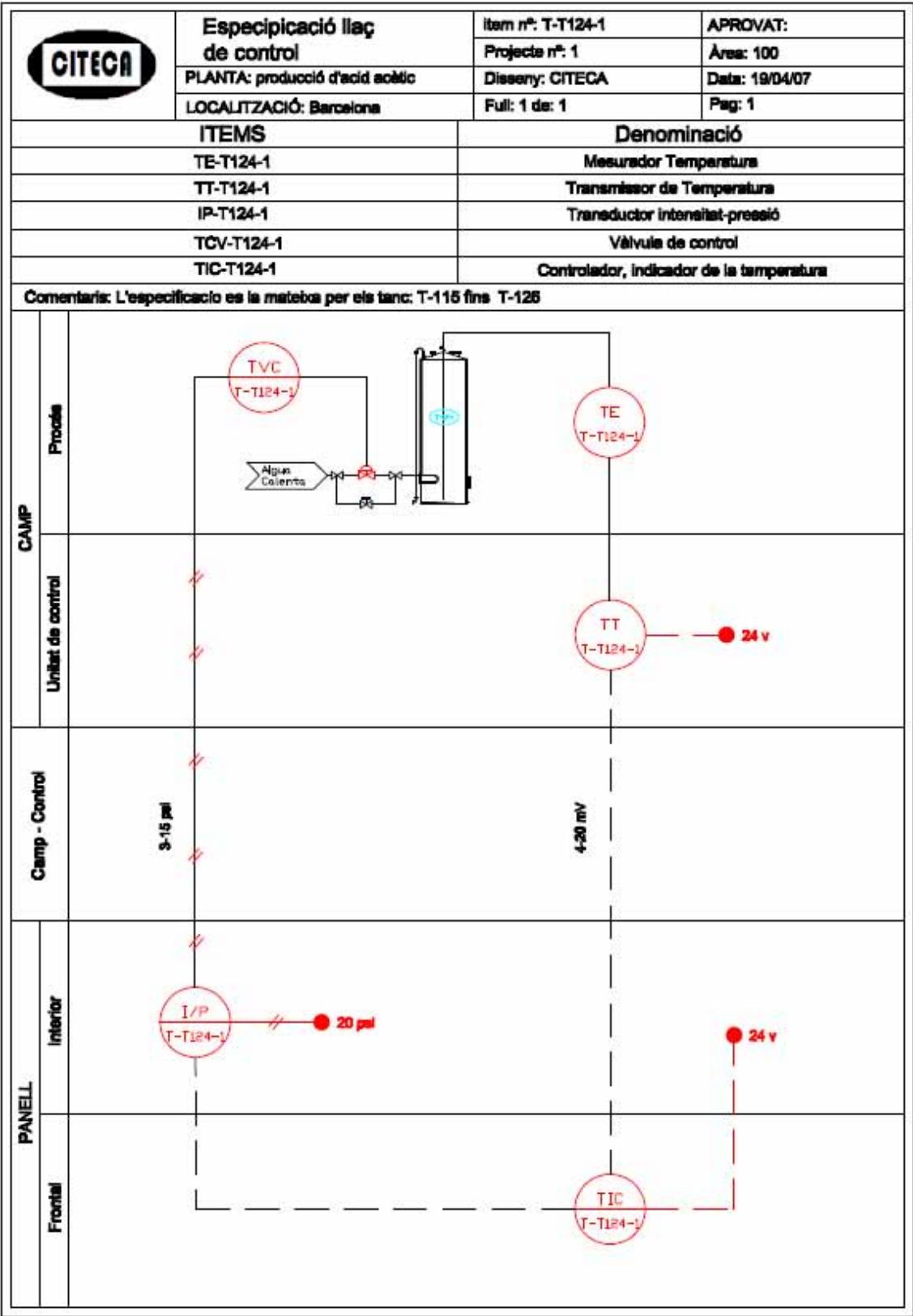
ITEMS	Denominació
TE-T121-1	Mesurador Temperatura
TT-T121-1	Transmissor de Temperatura
IP-T121-1	Transductor intensitat-pressió
TCV-T121-1	Vàlvula de control
TIC-T121-1	Controlador, indicador de la temperatura

Comentaris: L'especificació es la mateixa per els tanc: T-115 fins T-126

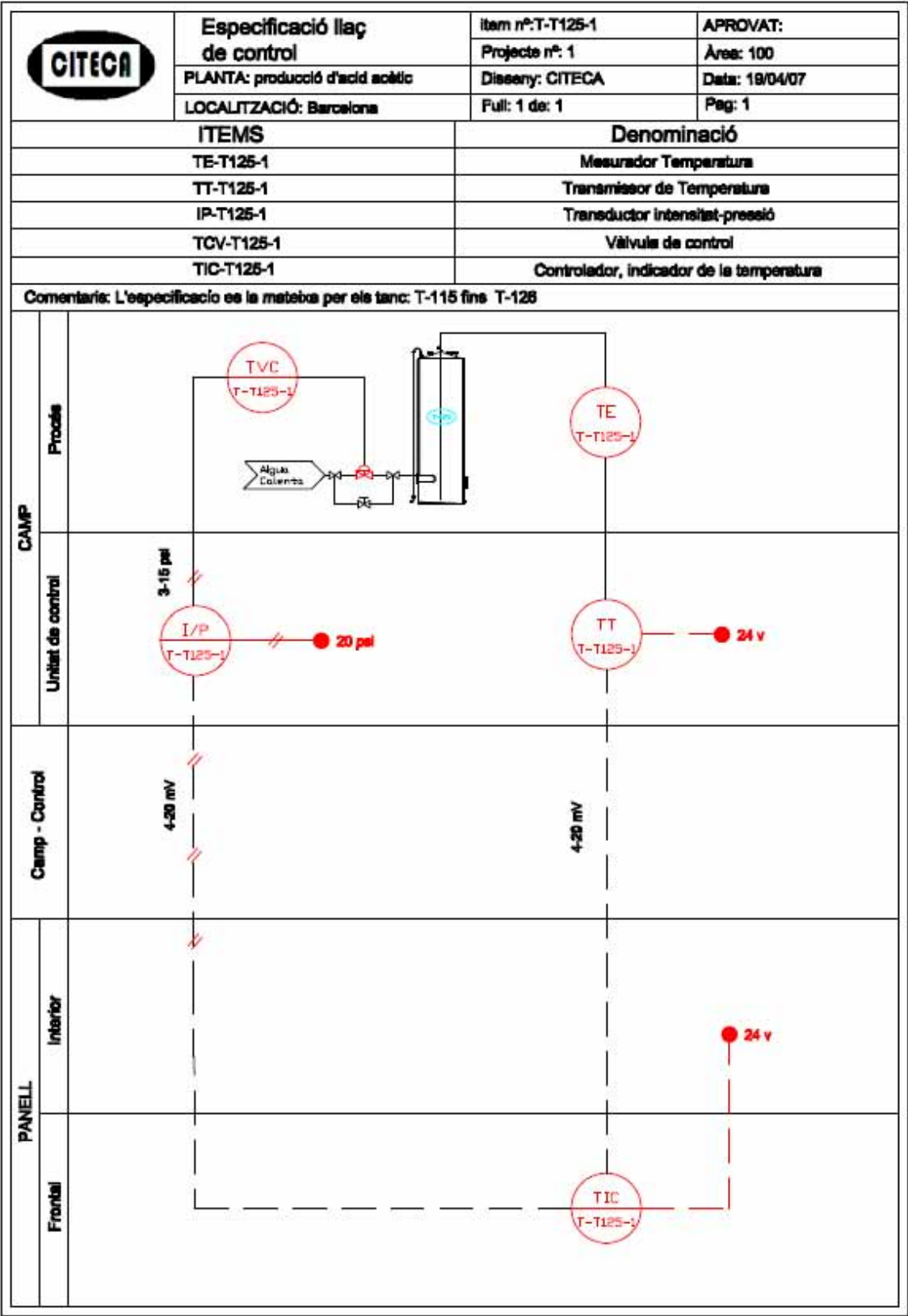
CAMP	Procede	
	Unitat de control	
	Camp - Control	
PANEL	Interior	
	Frontal	



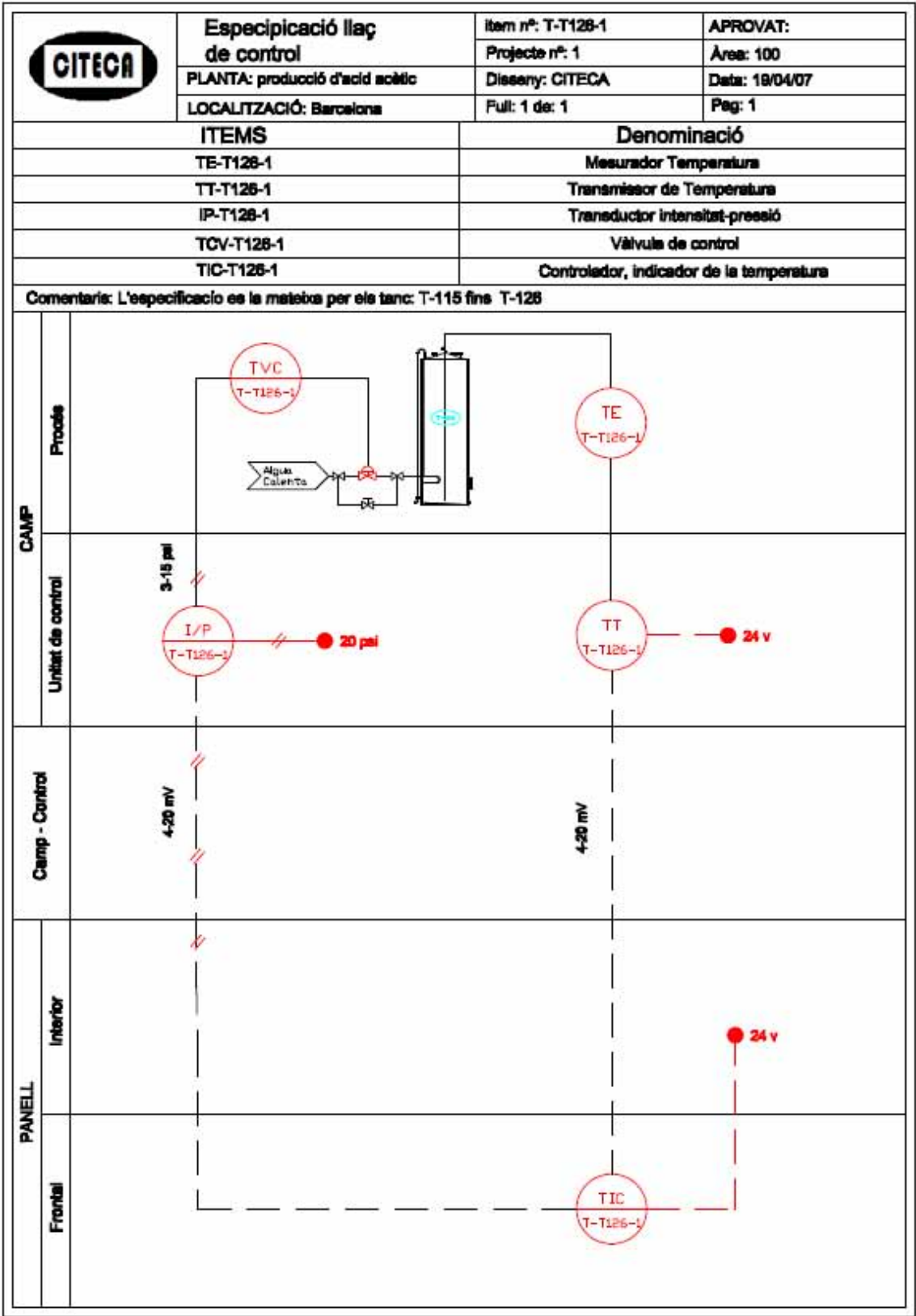






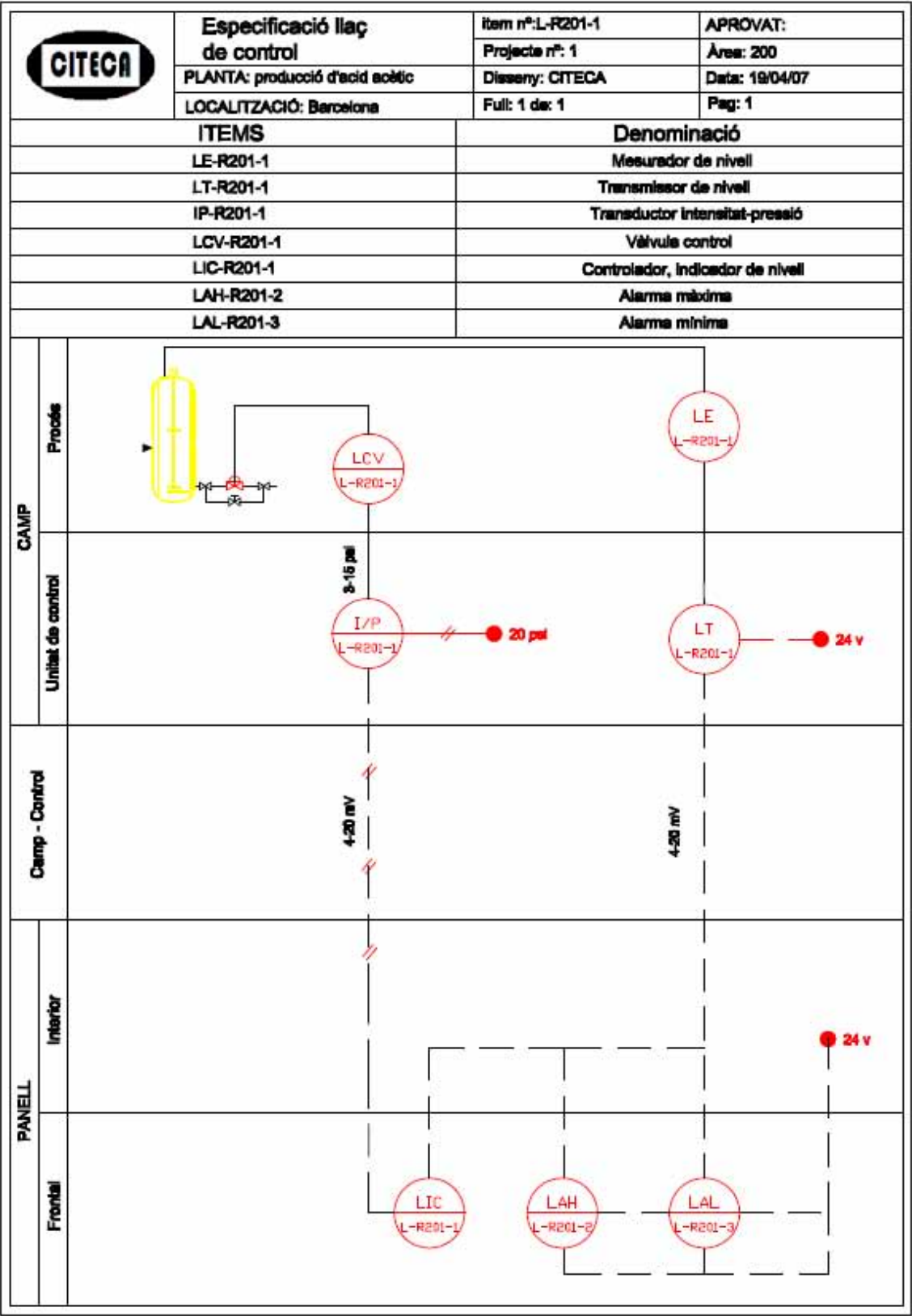


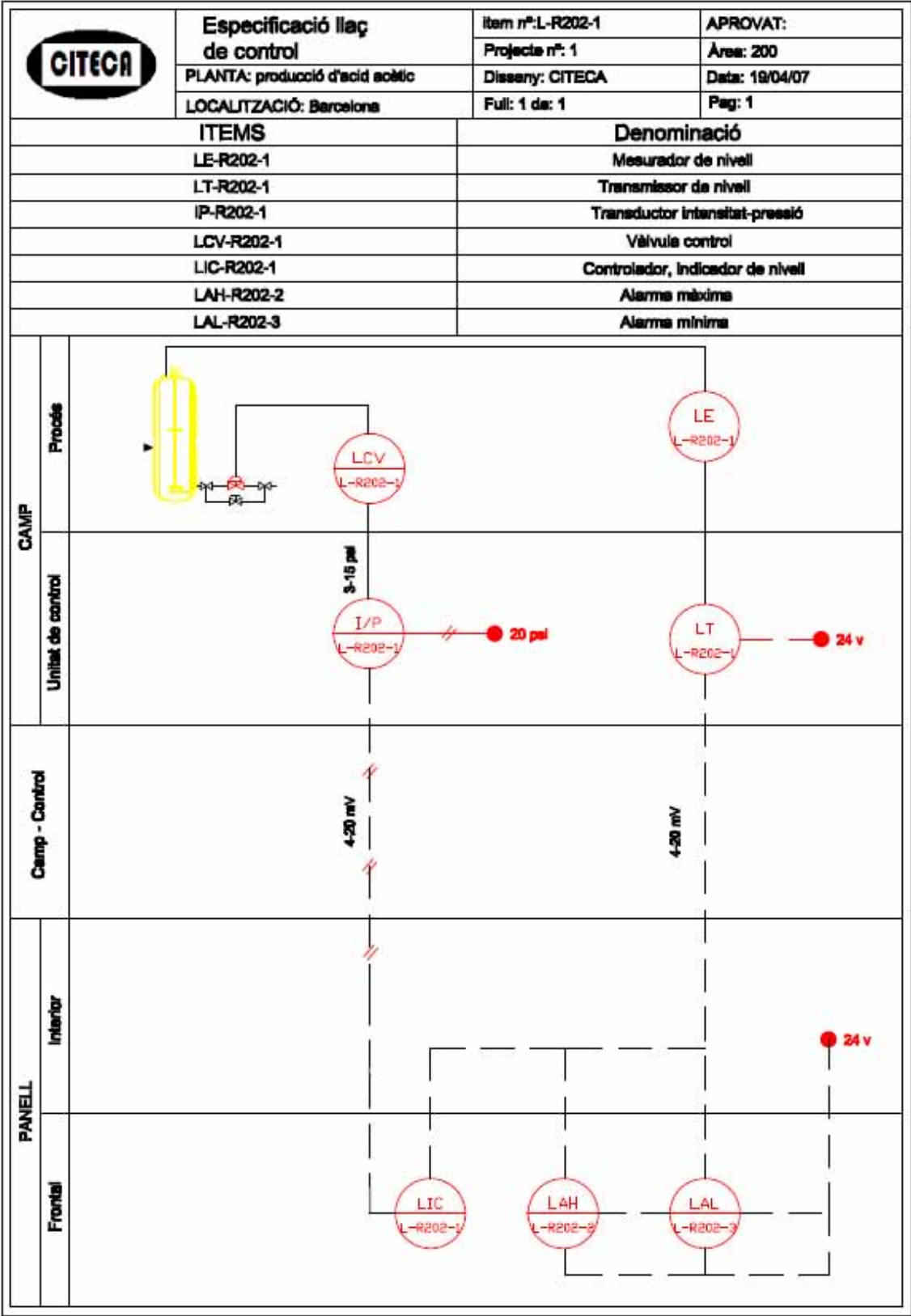


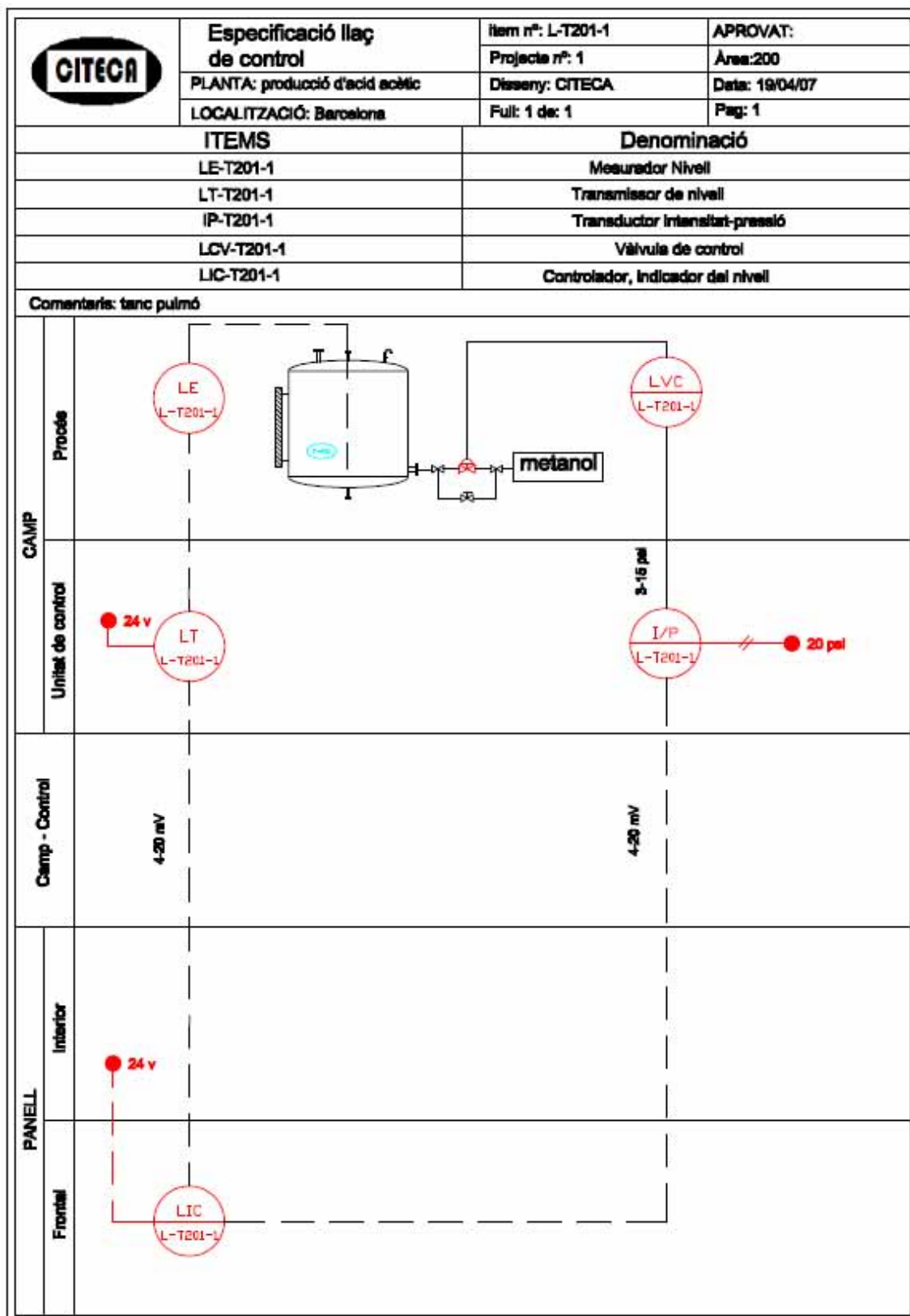


13.1.2.- Àrea 200

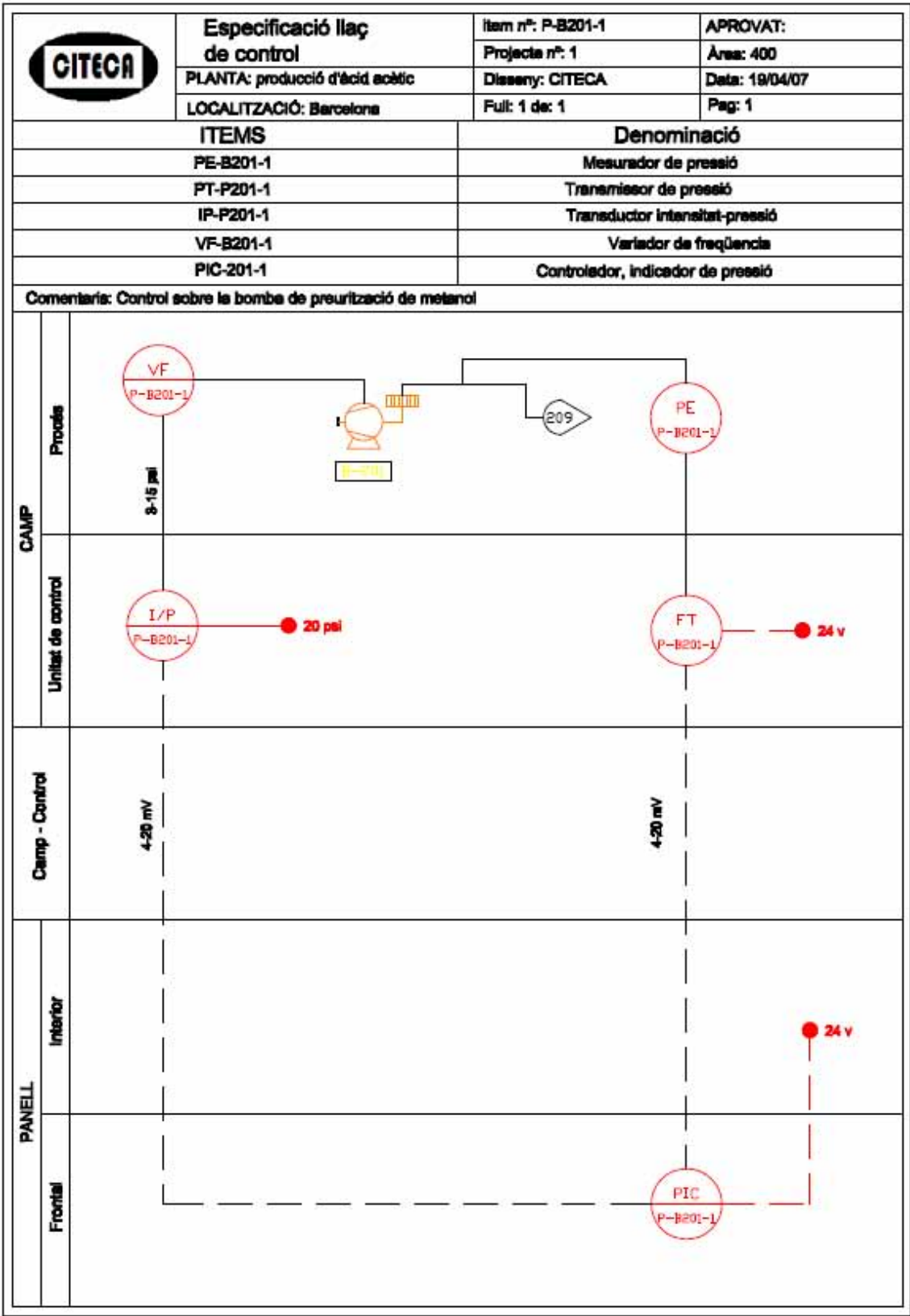
13.1.2.1.- Control de nivell

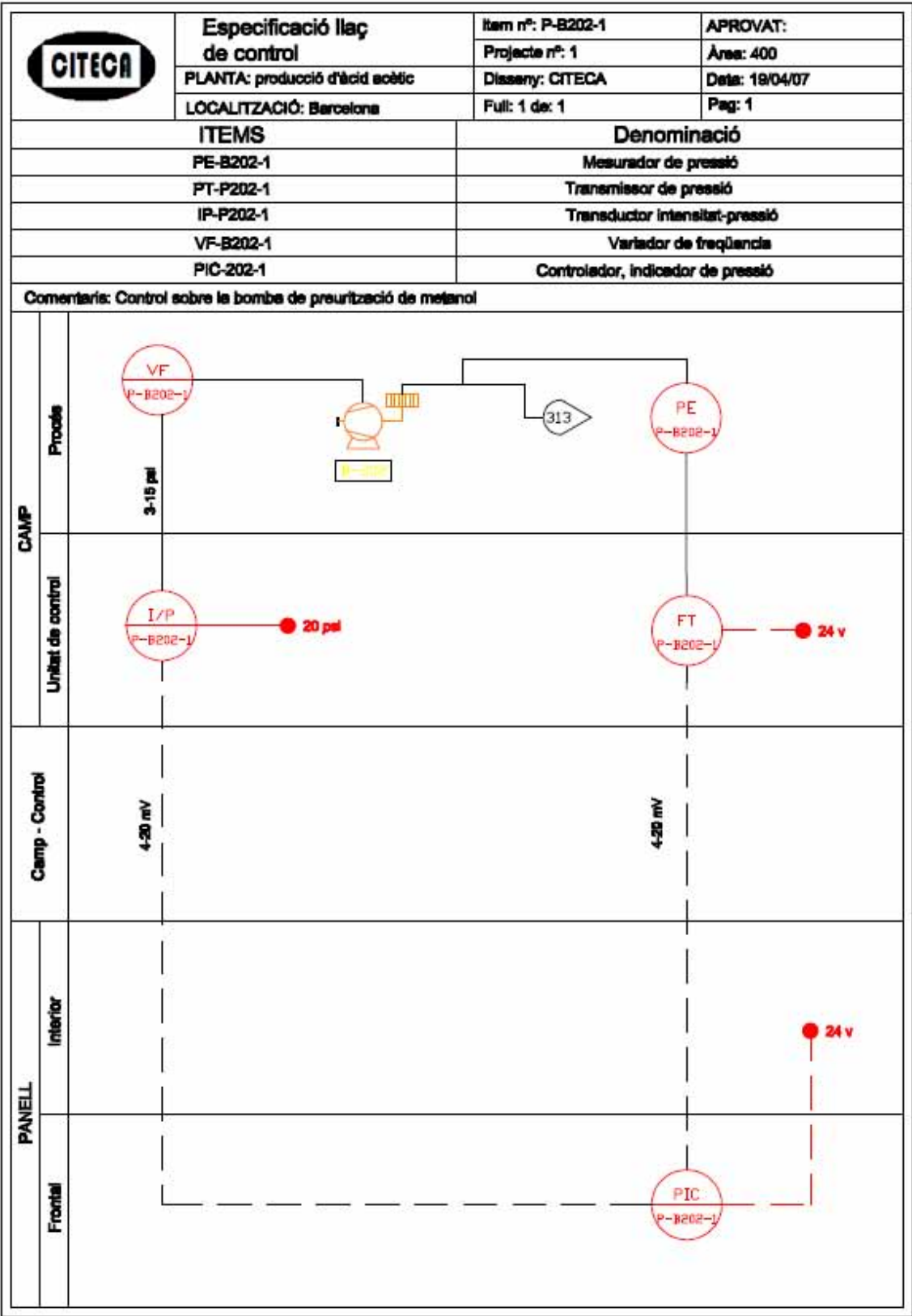


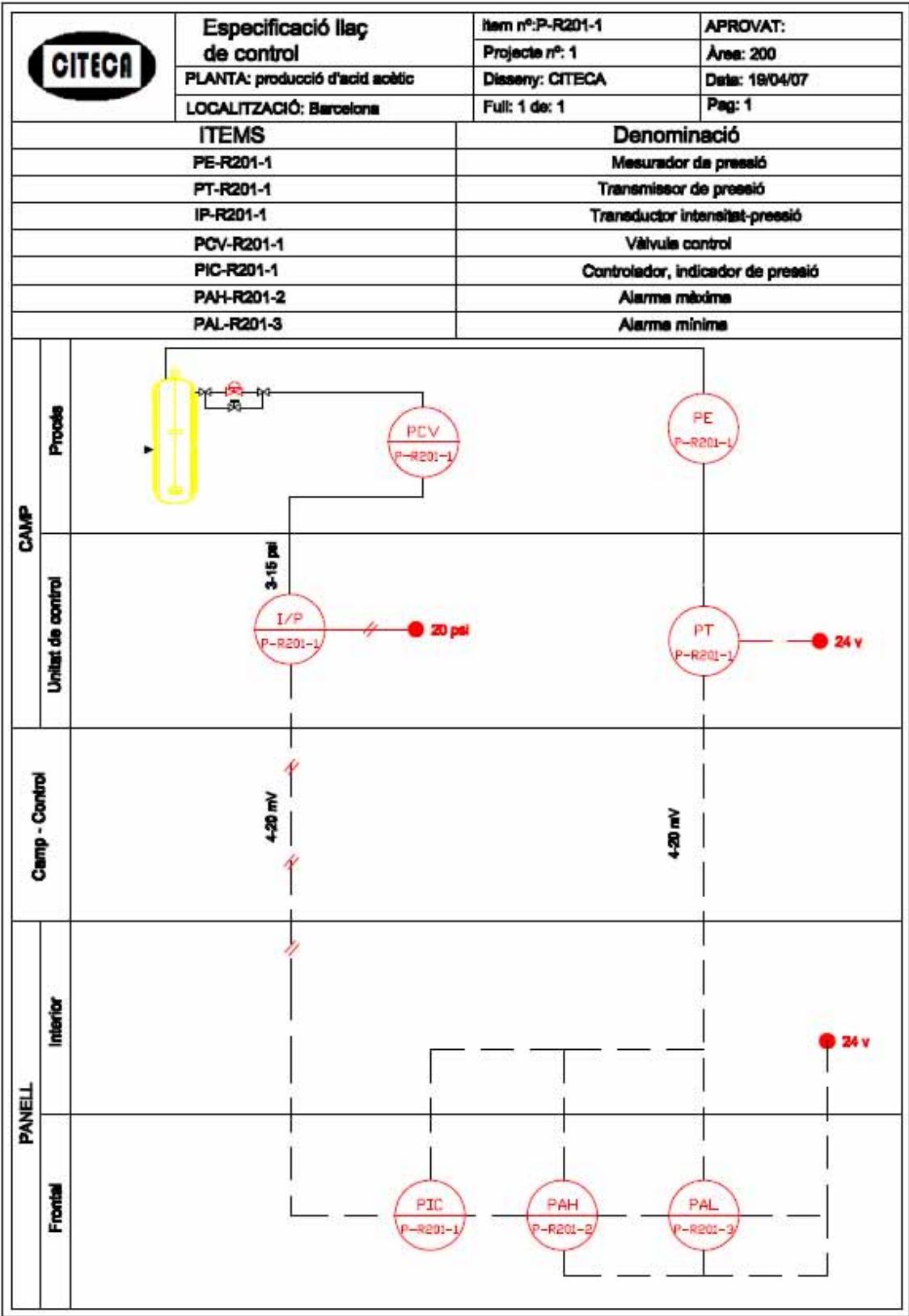




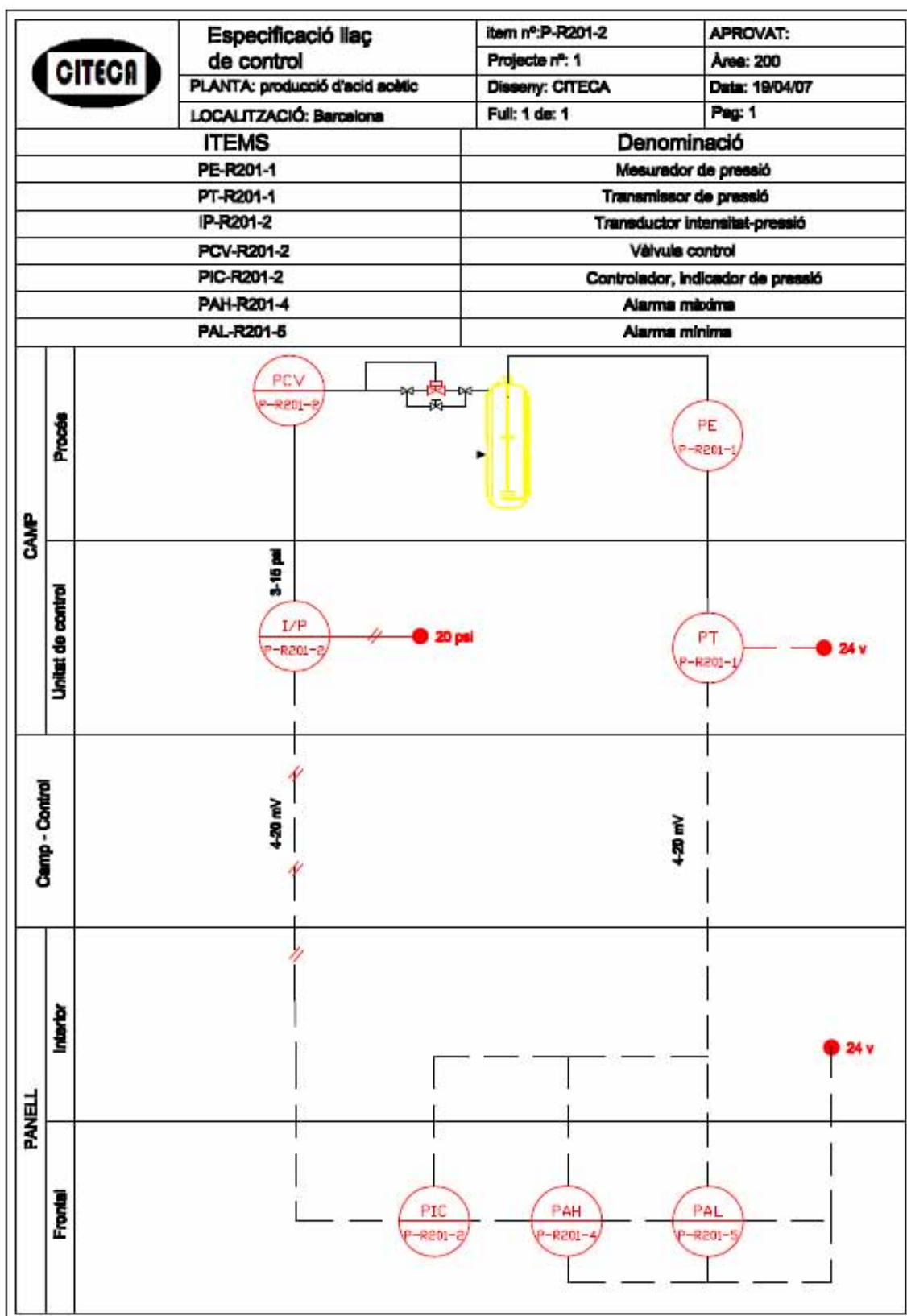
13.1.2.2.- Control de pressió



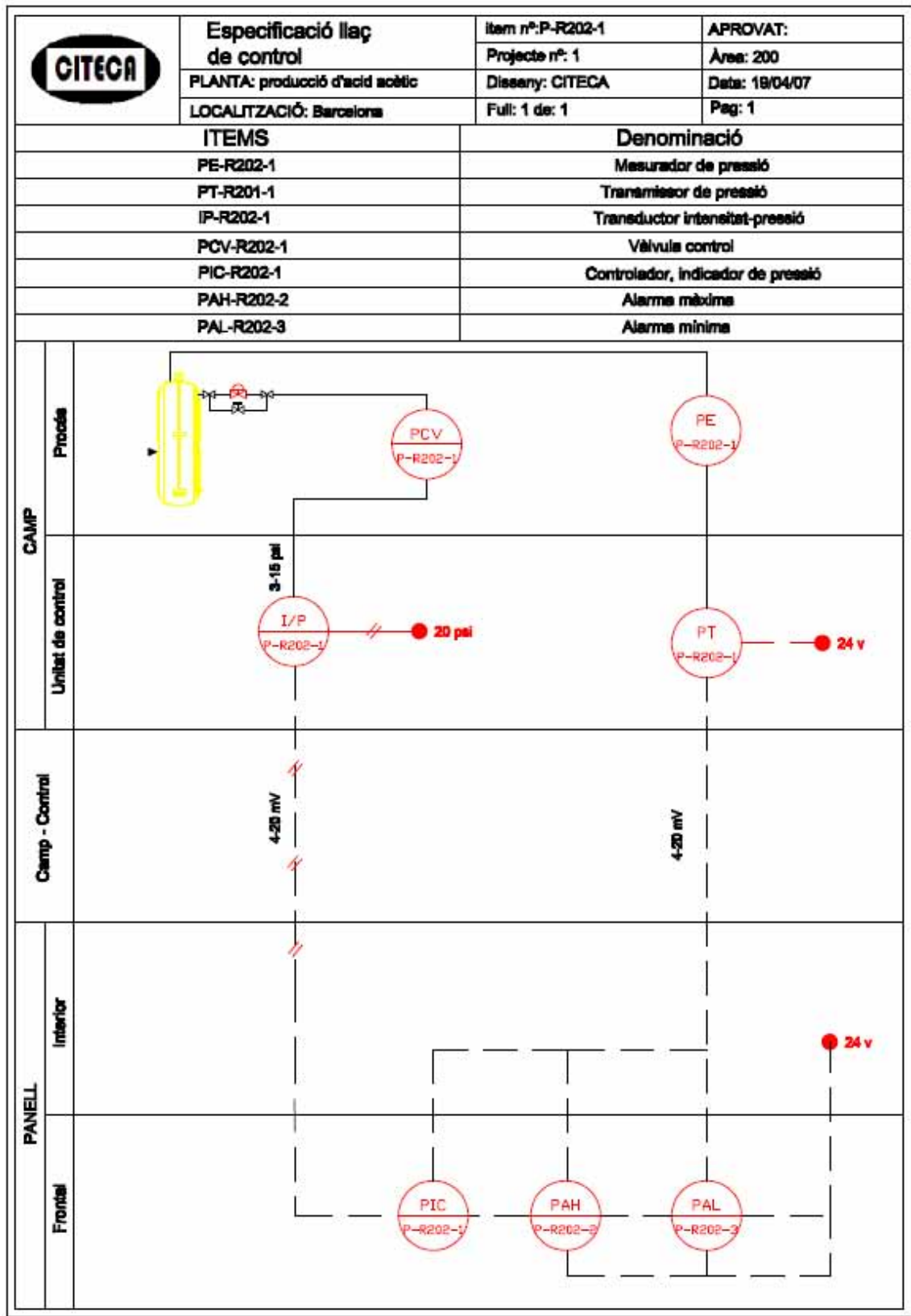


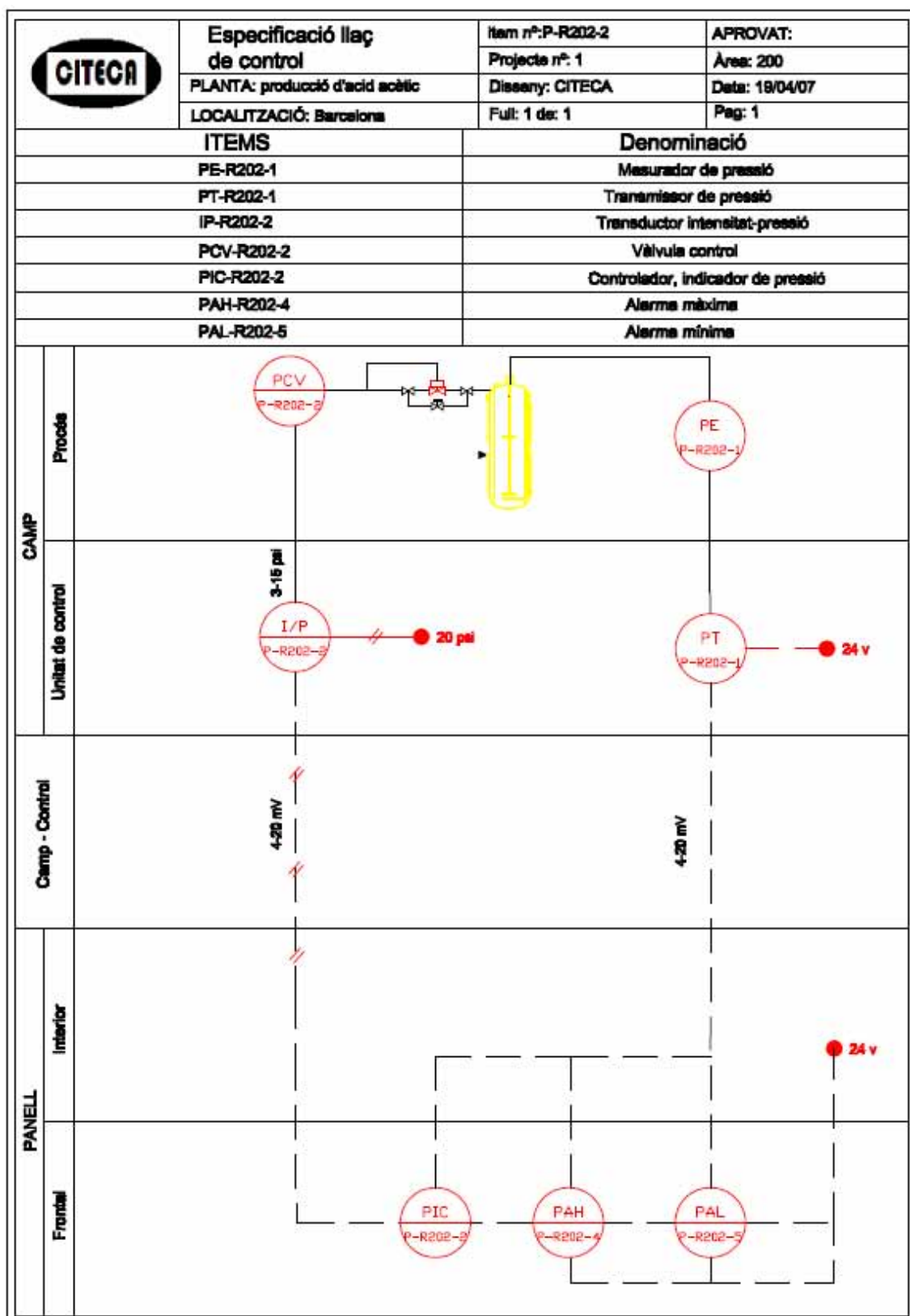




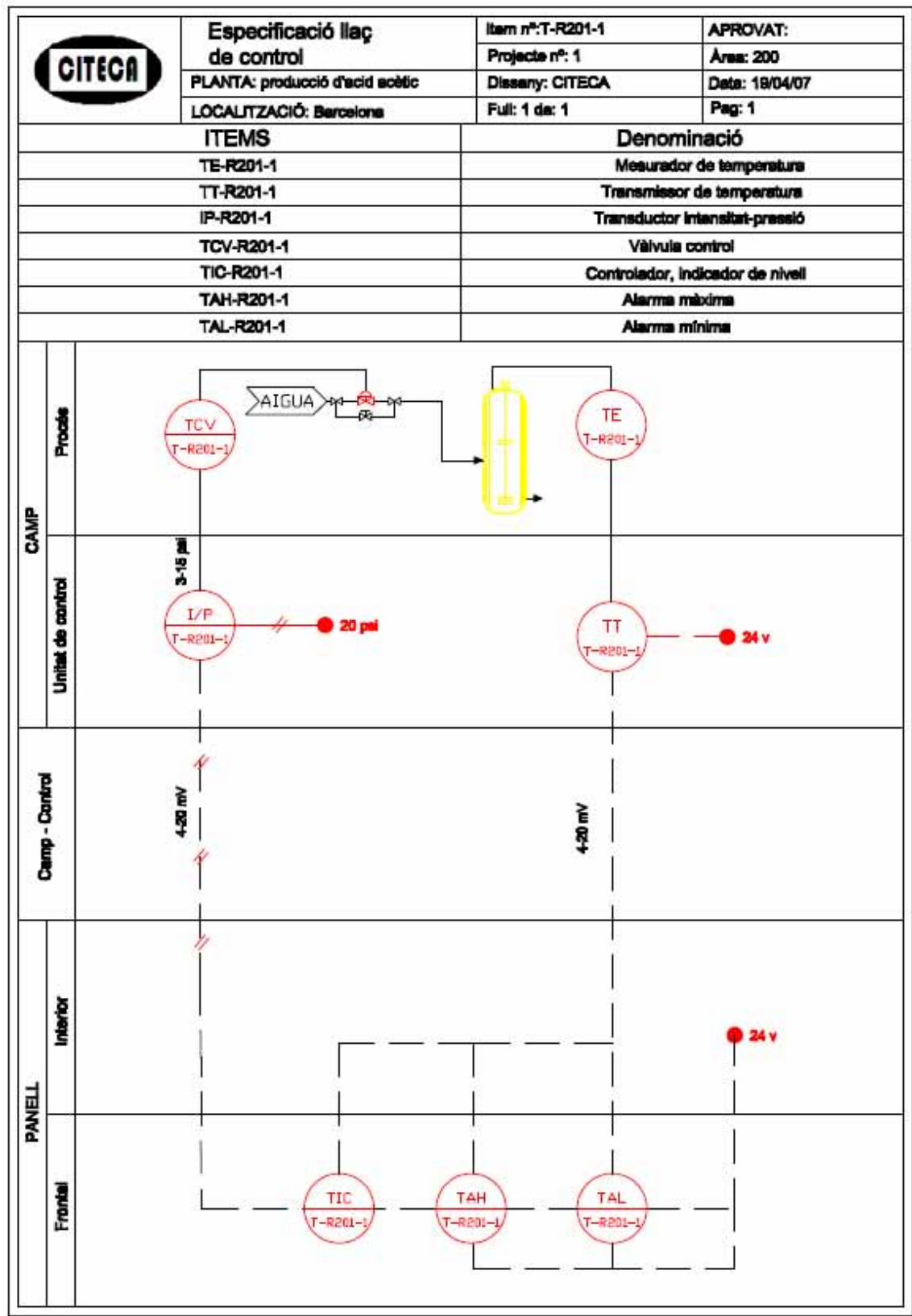


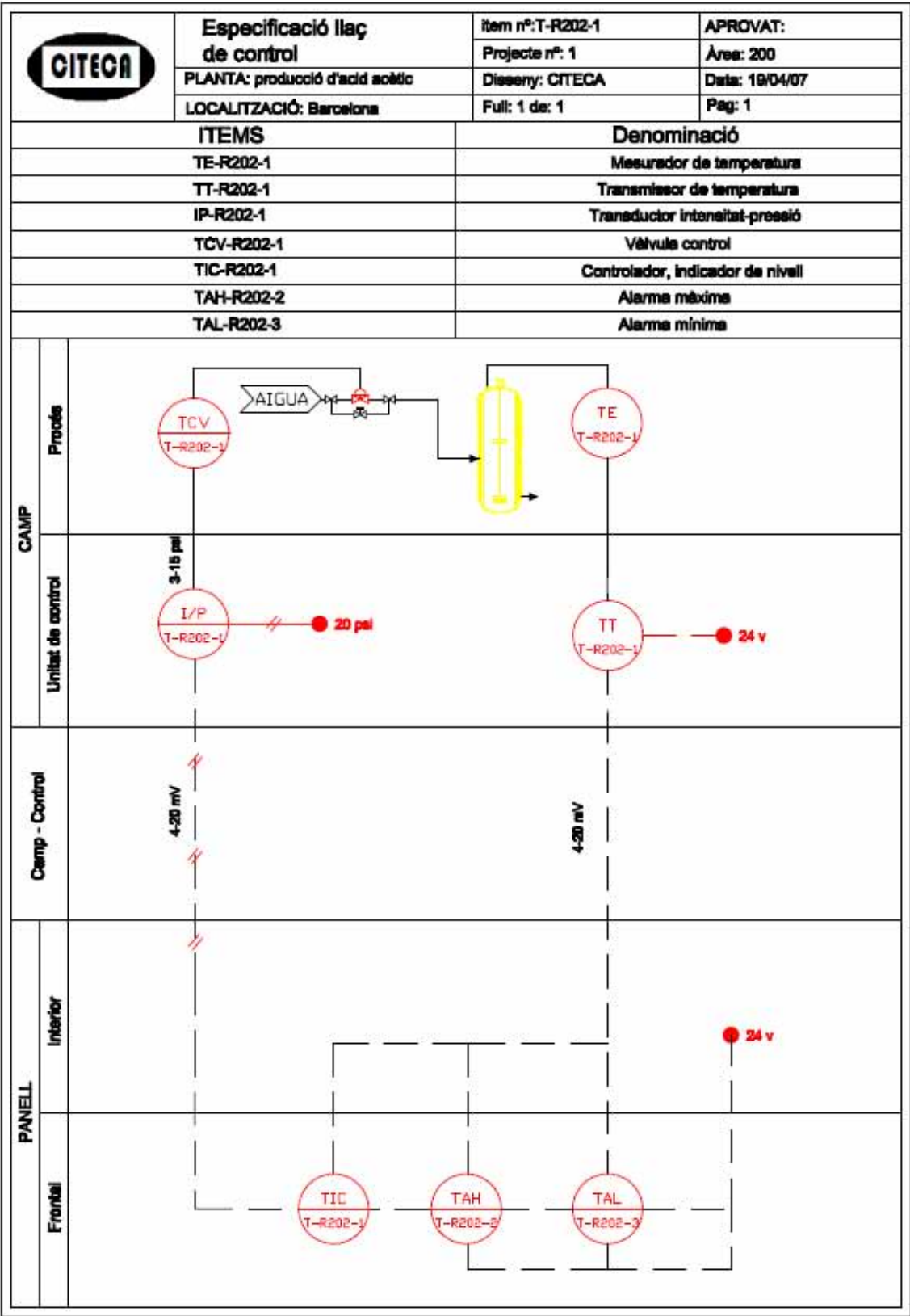






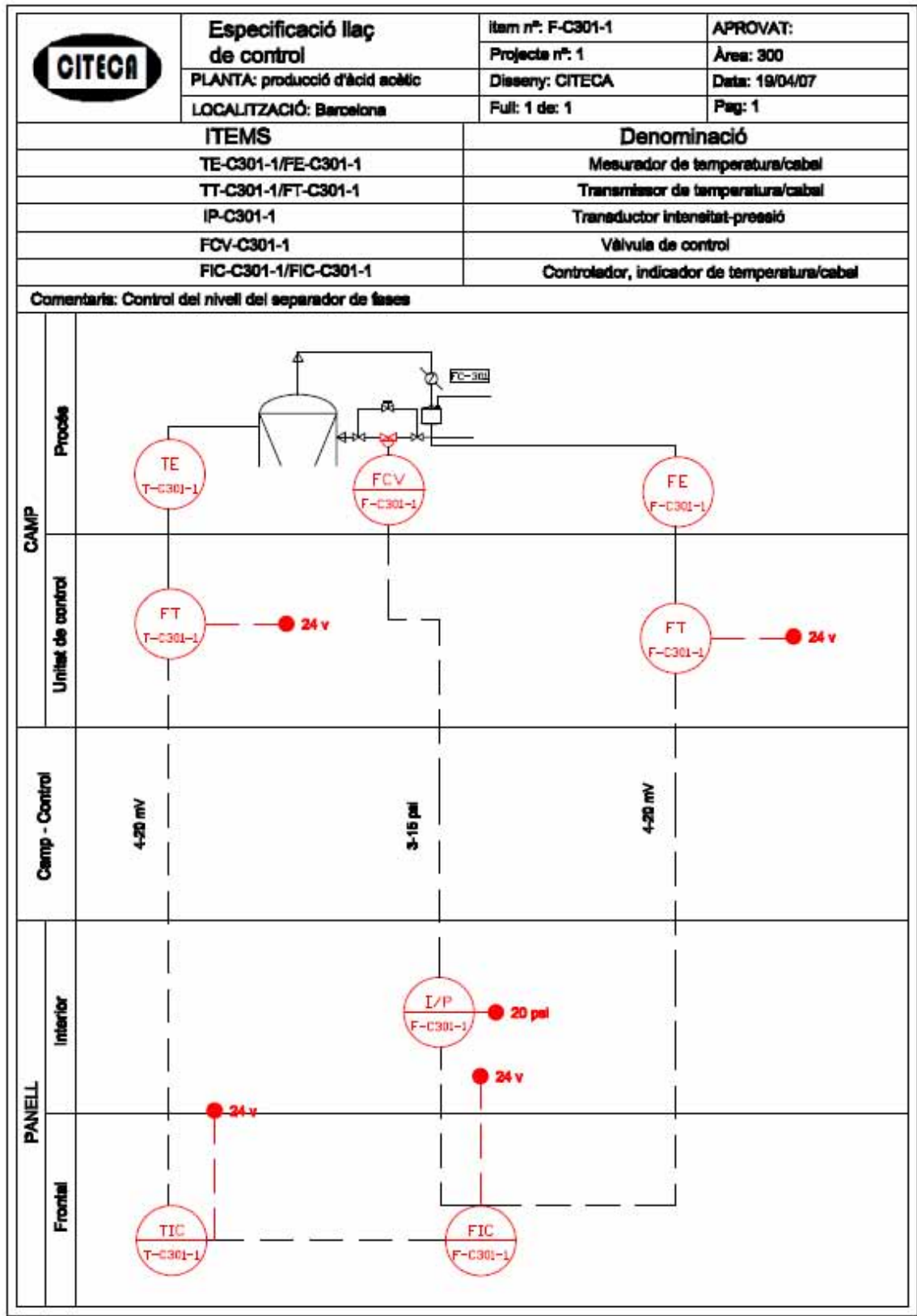
13.1.2.2.- Control de temperatura

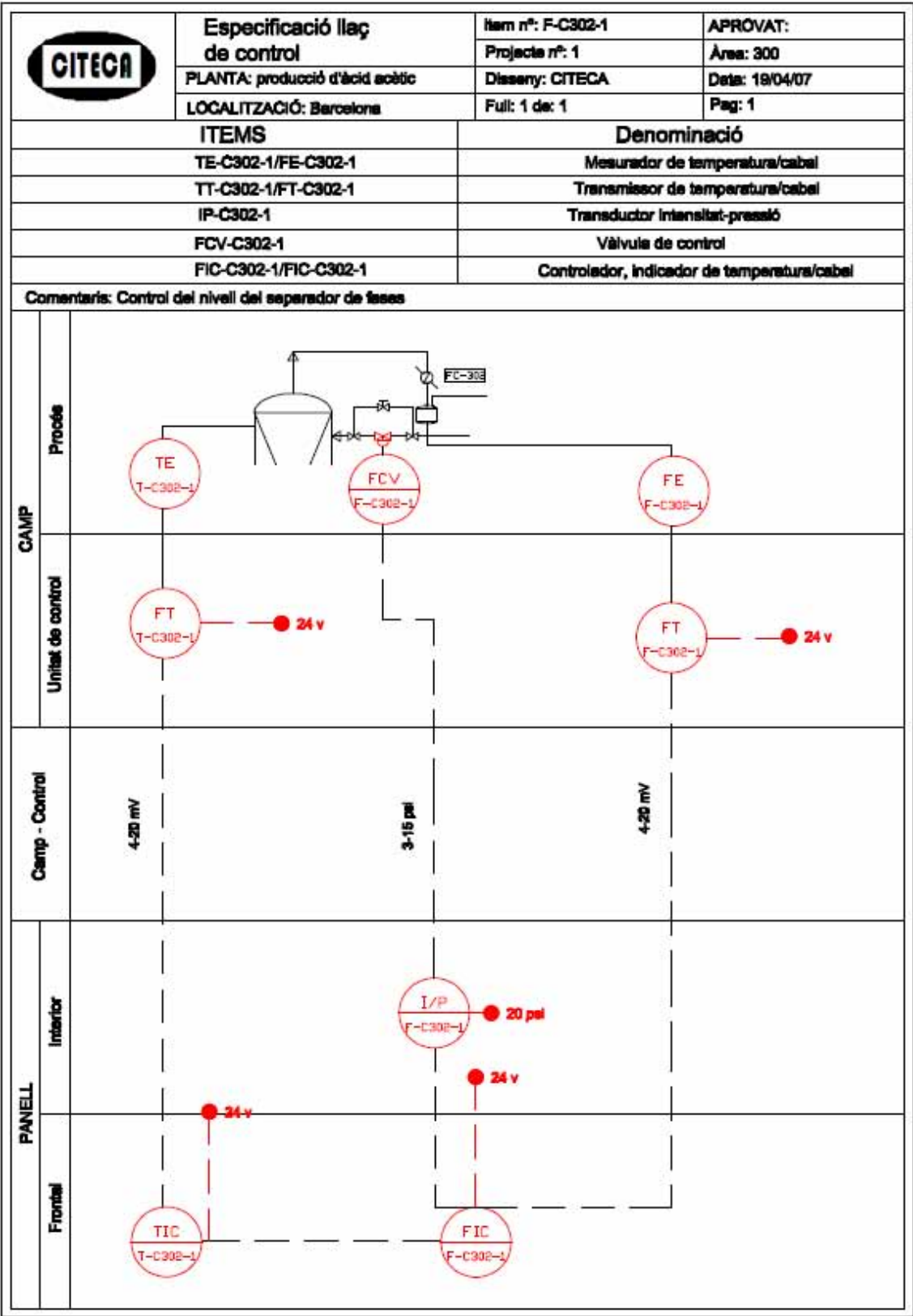




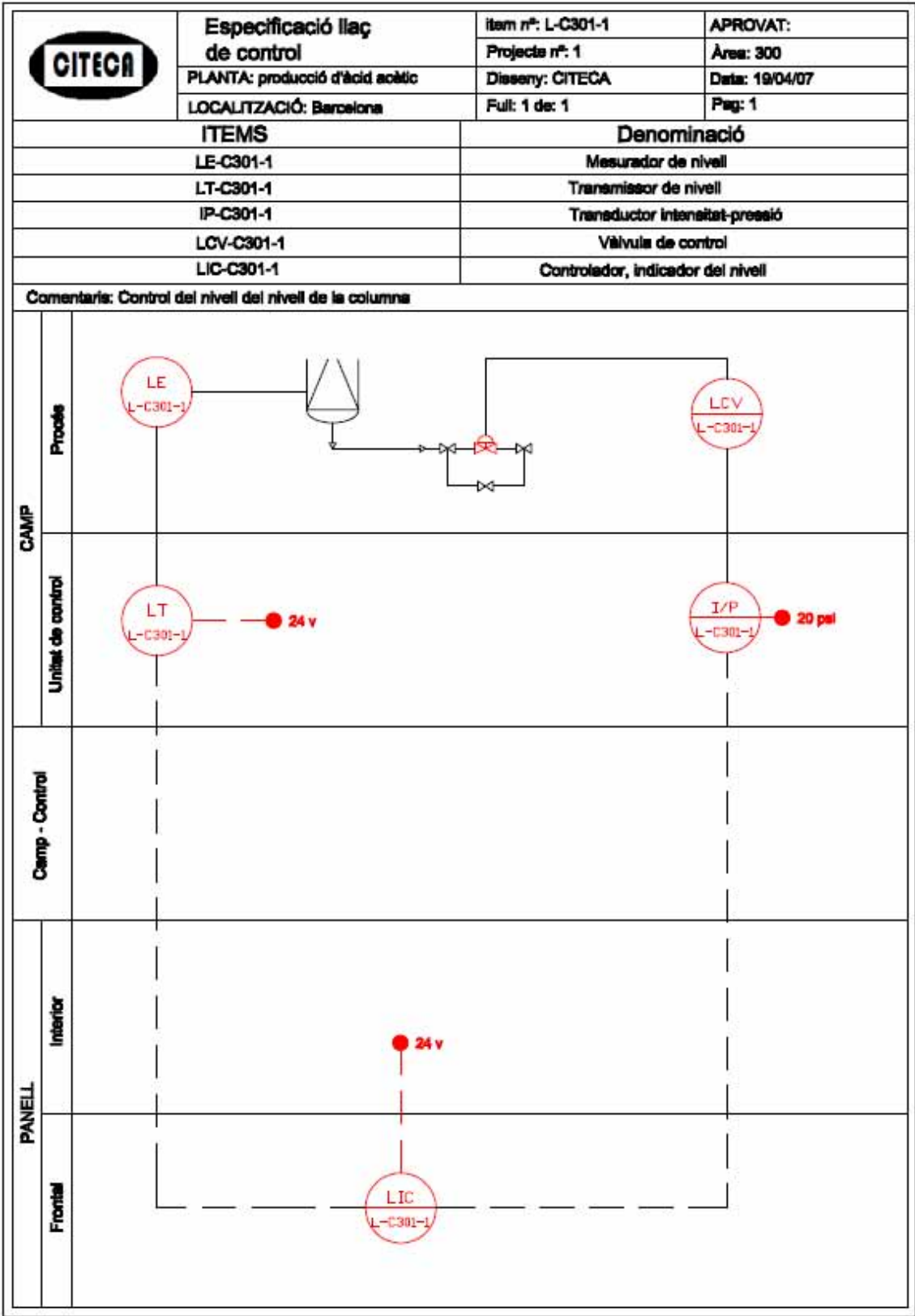
13.1.3.- Àrea 300

13.1.3.1.- Control de cabal

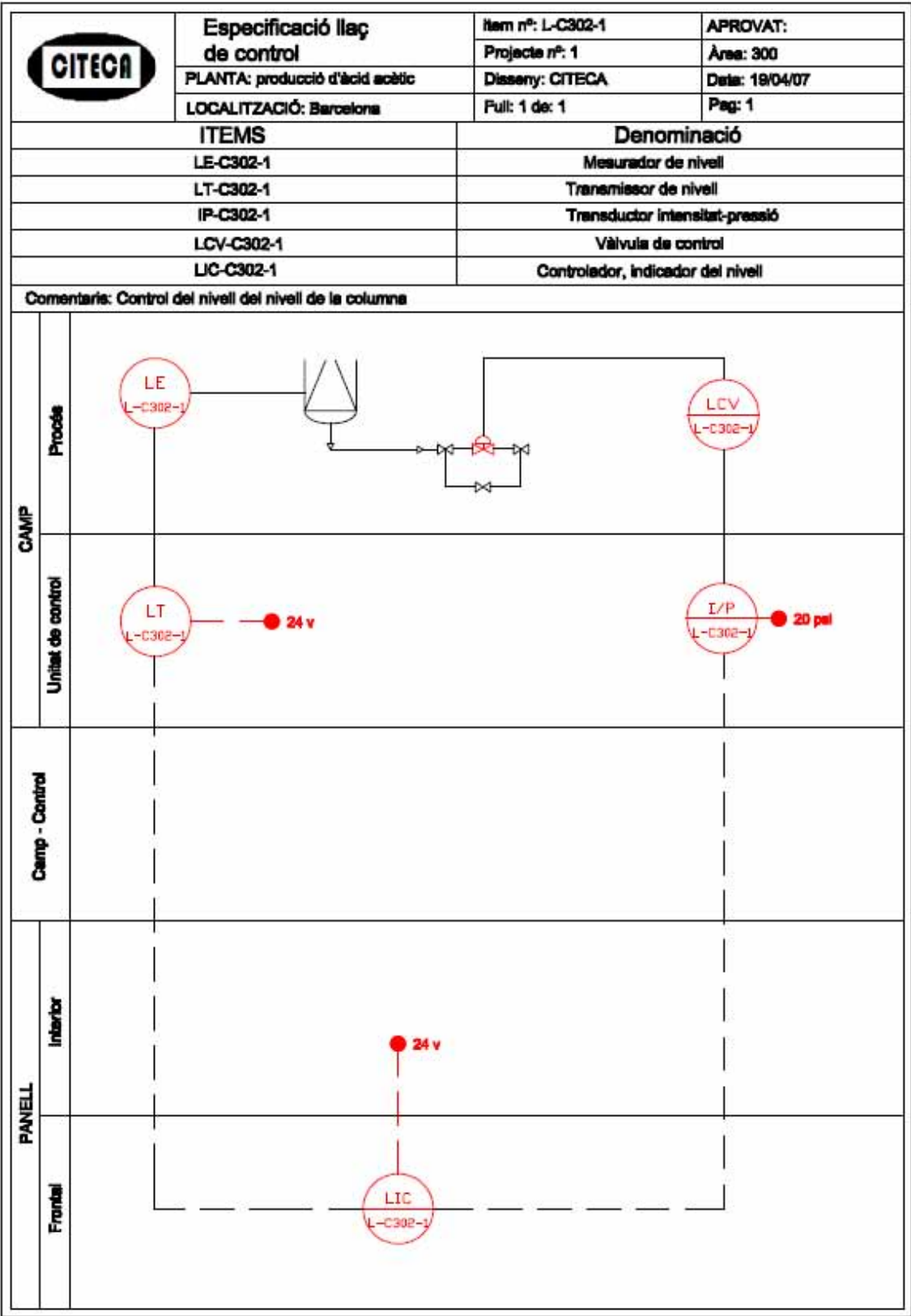




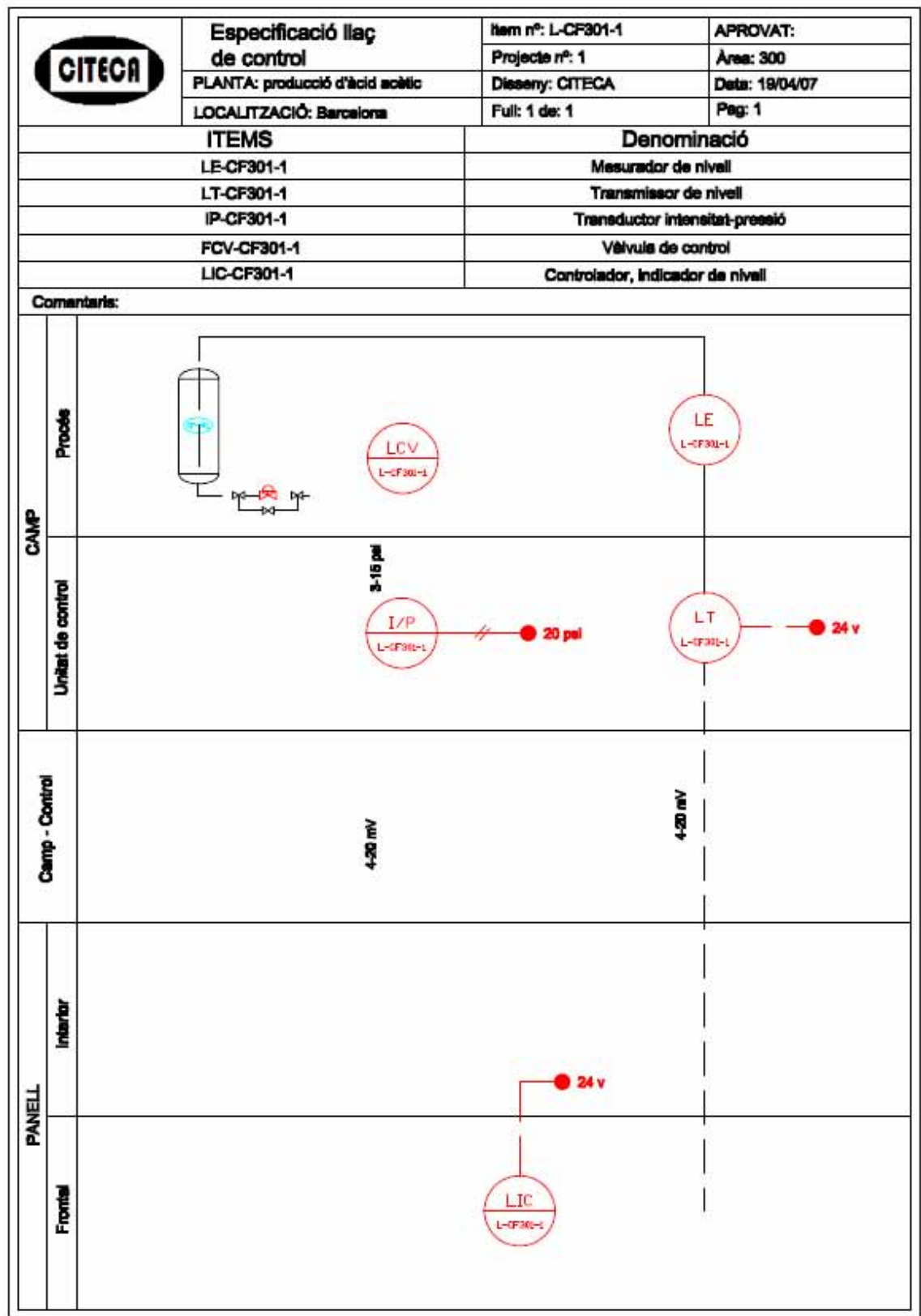
13.1.3.2.- Control de nivell

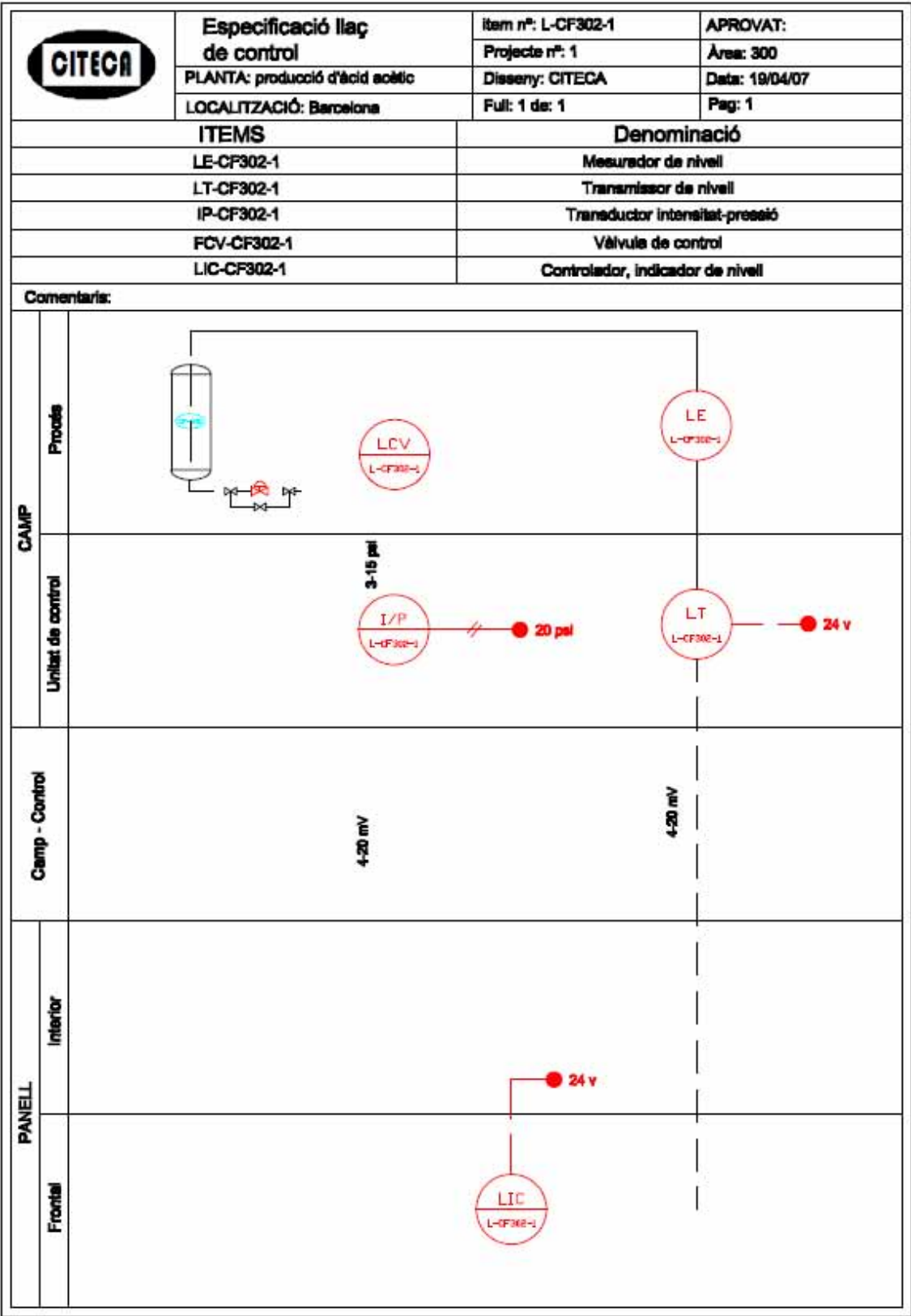


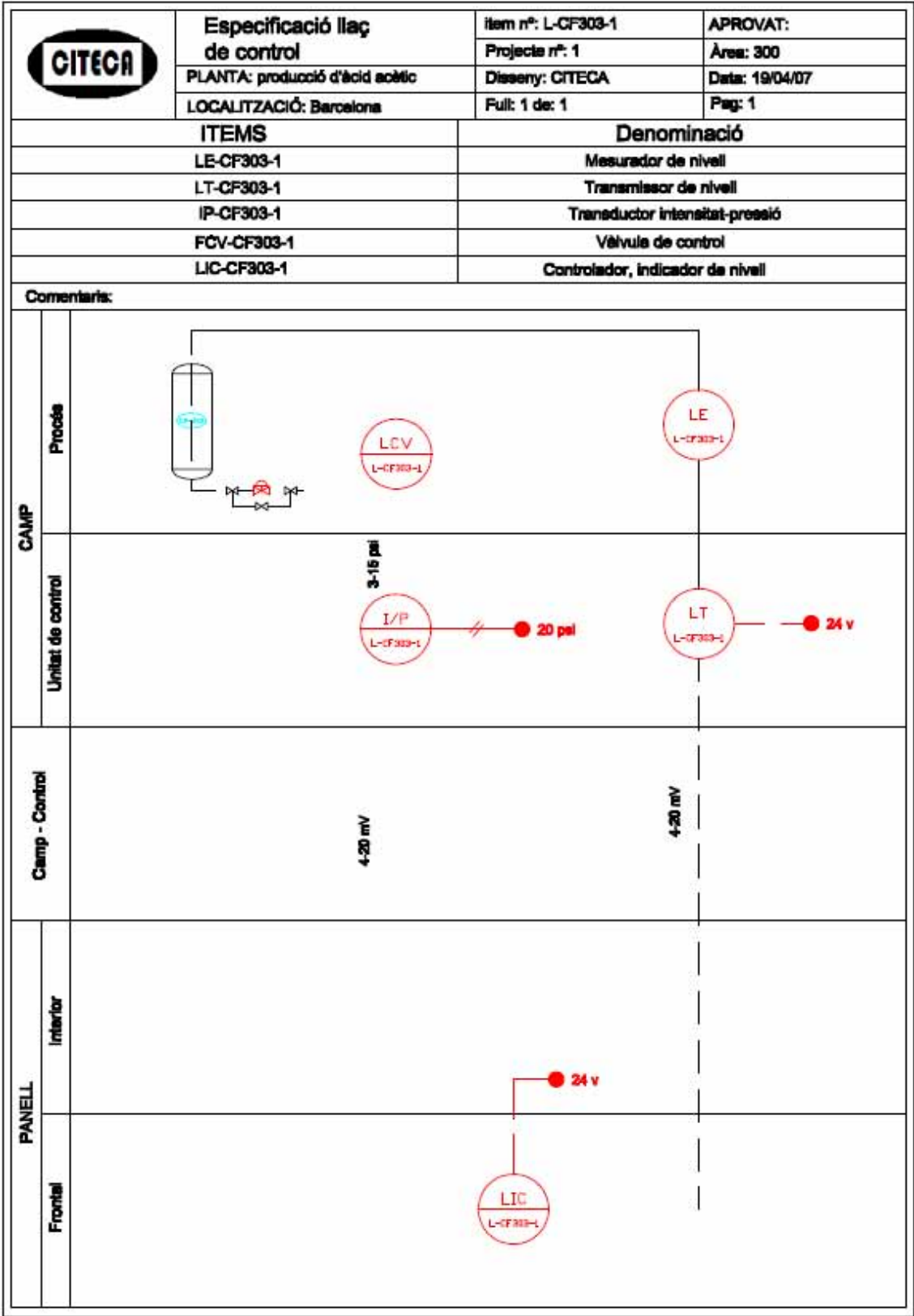


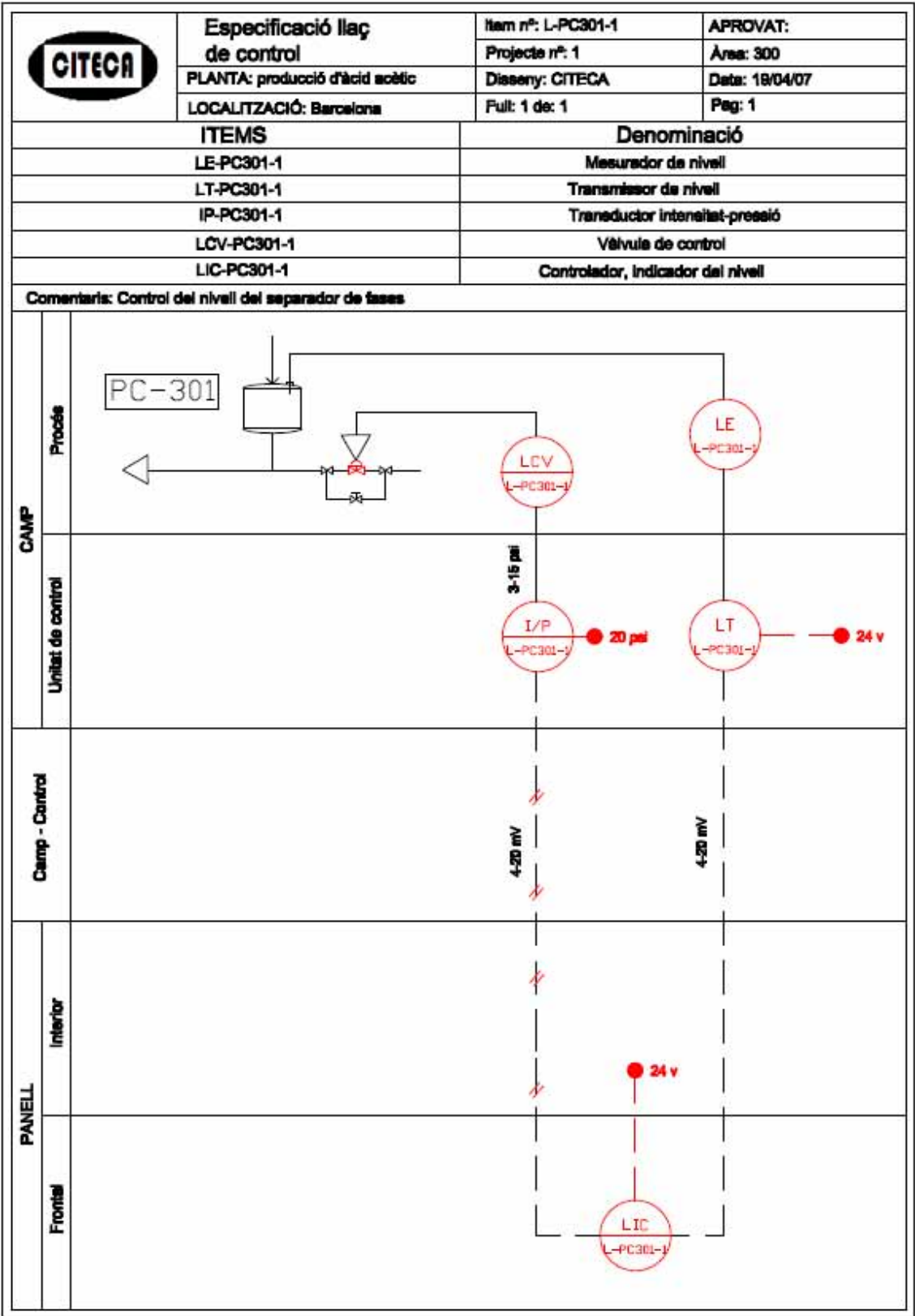


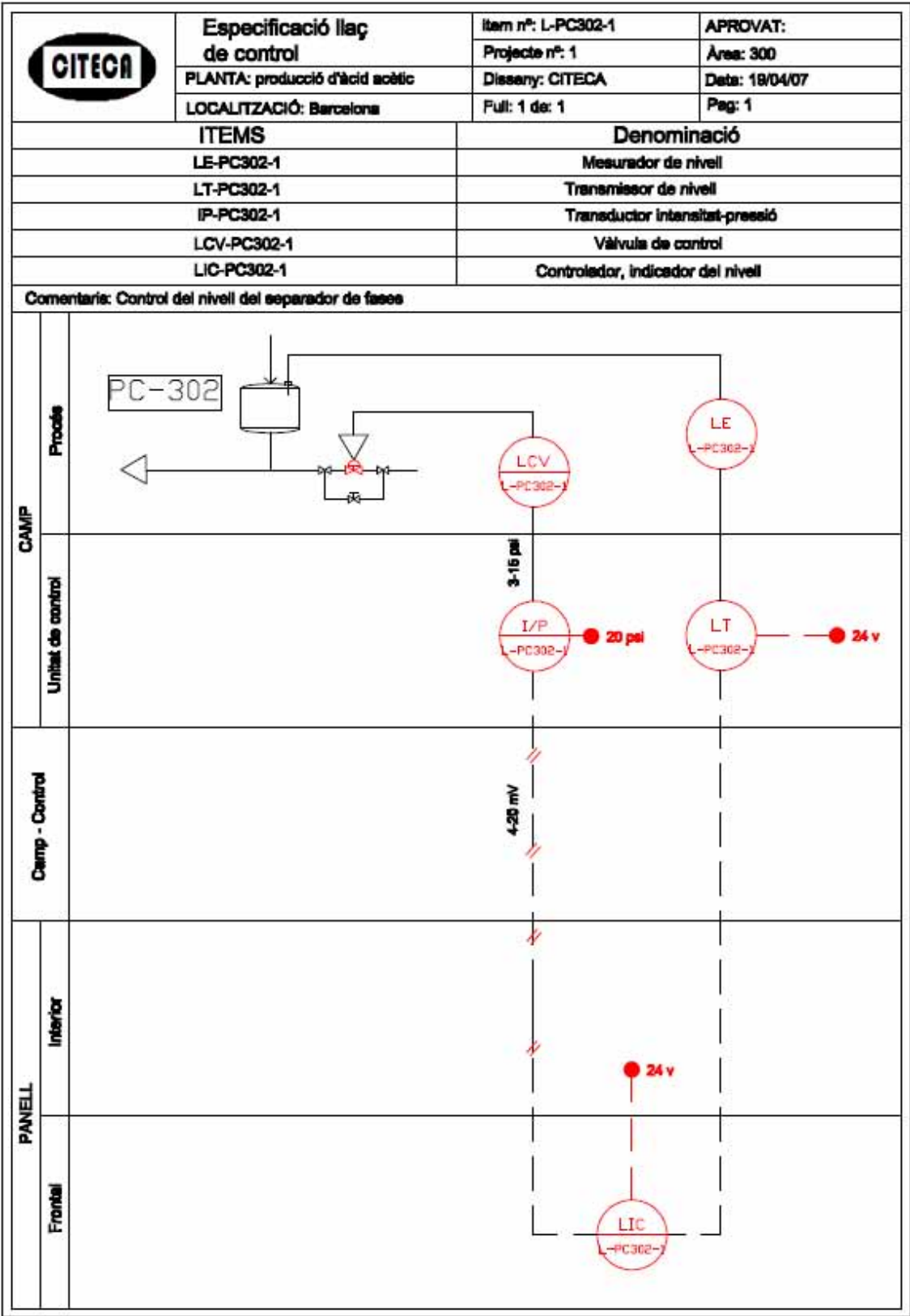


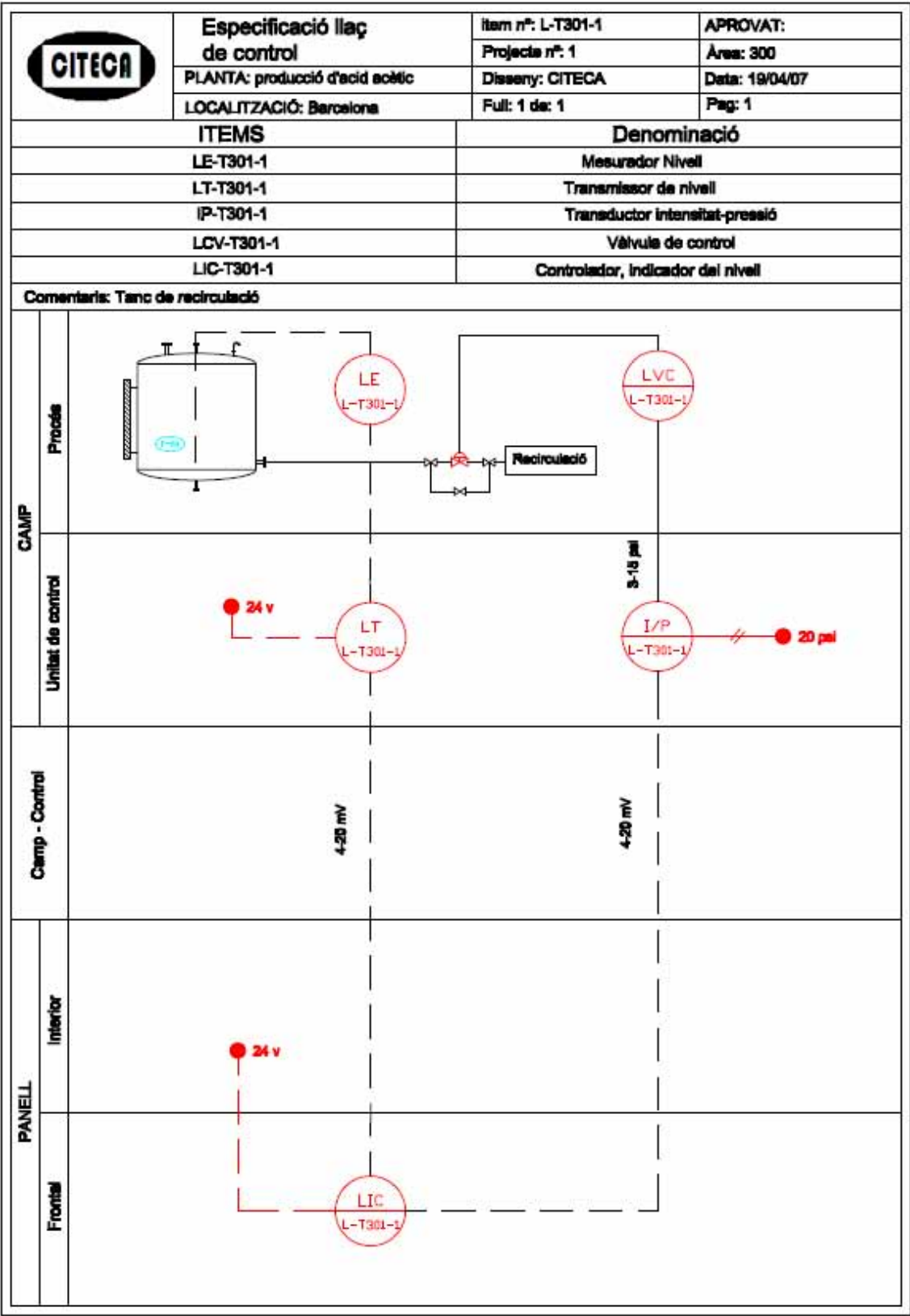




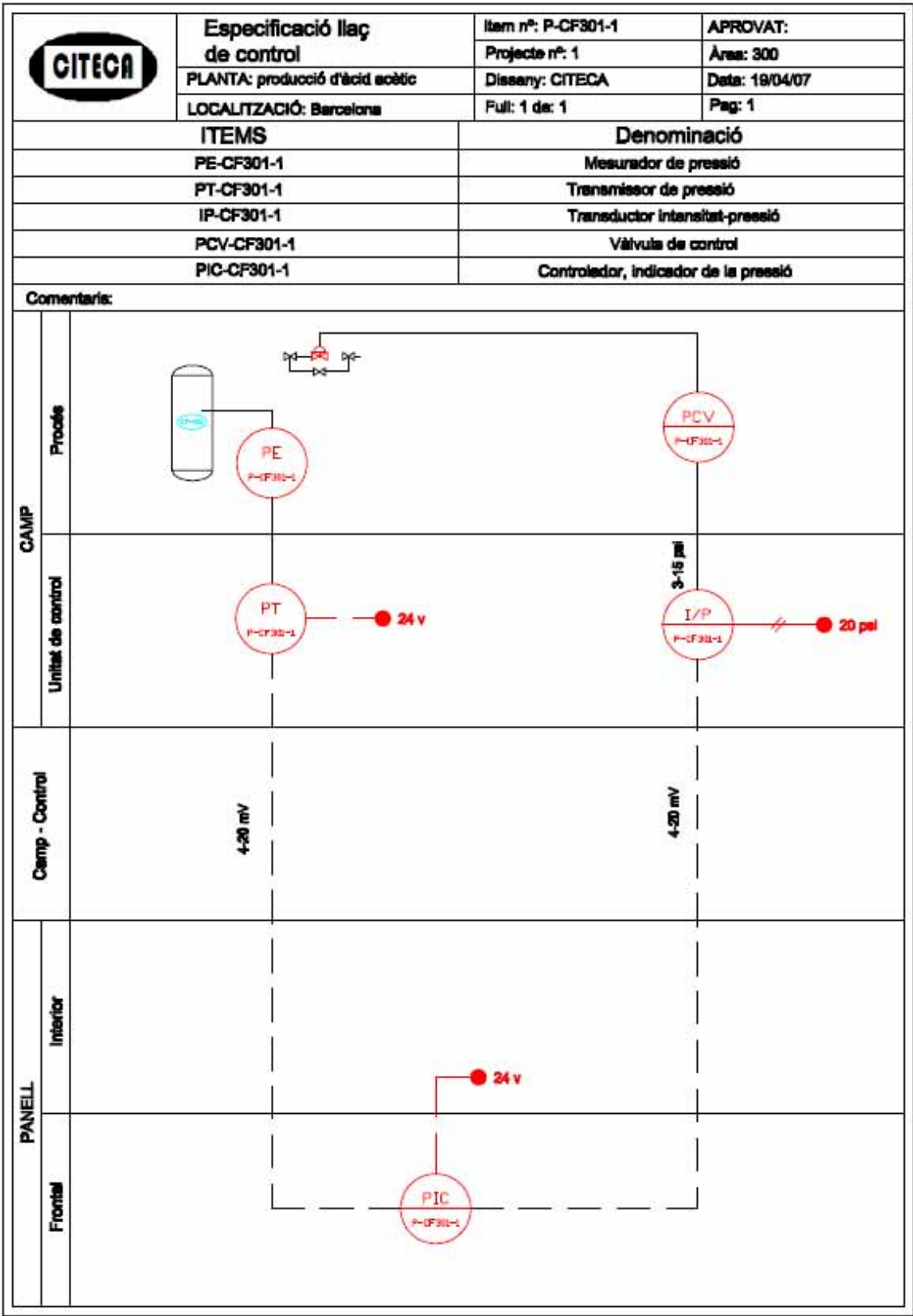


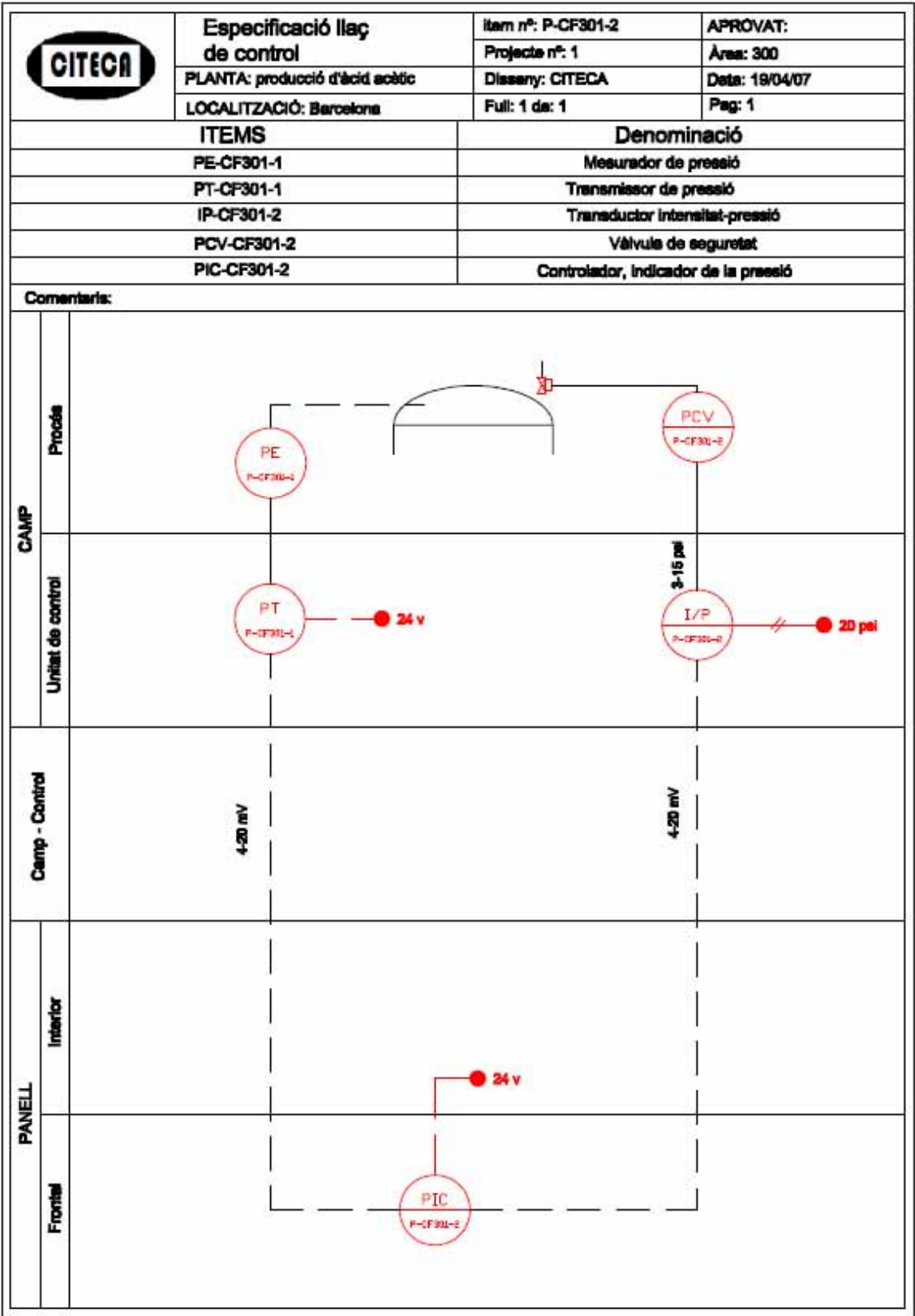




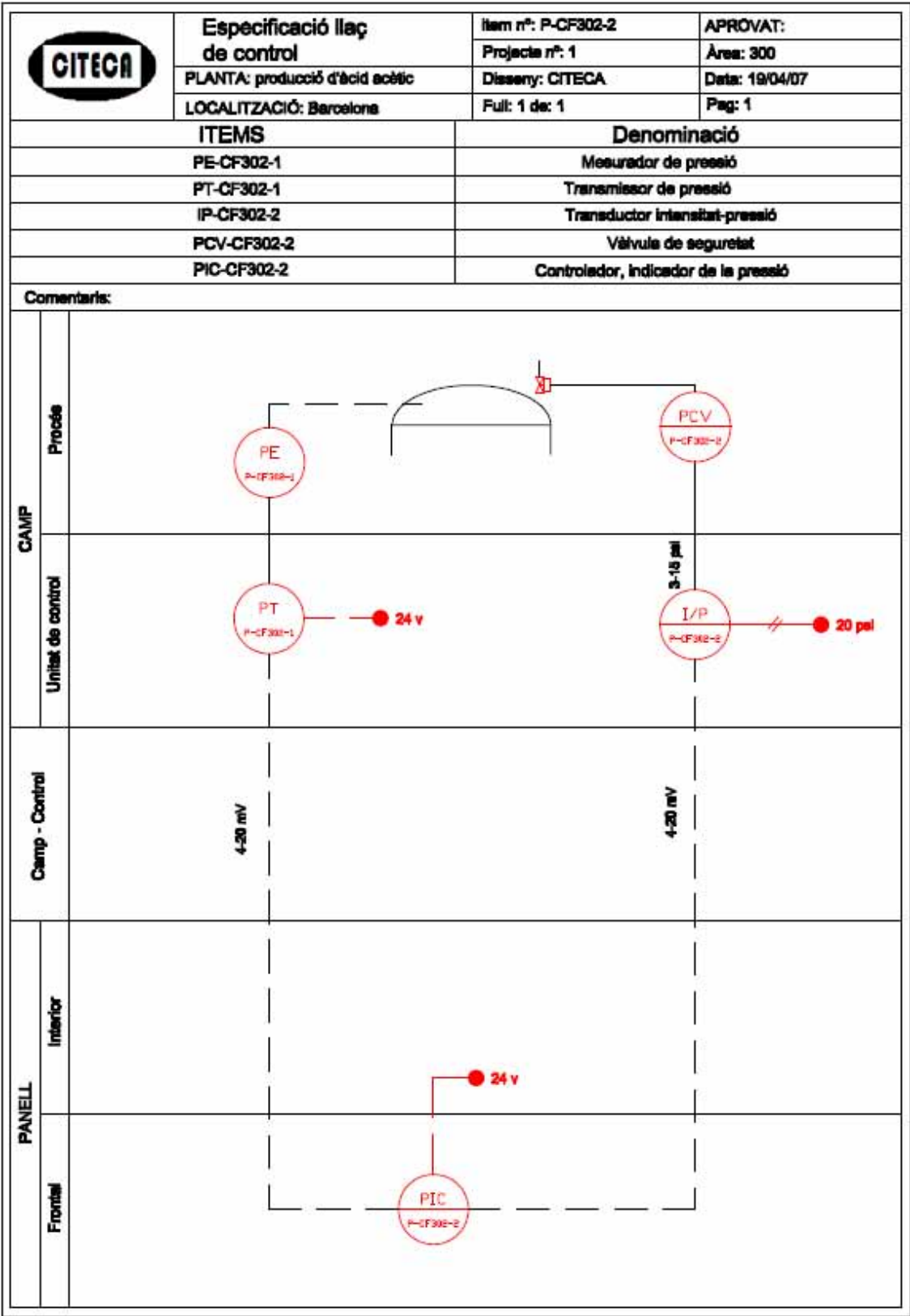


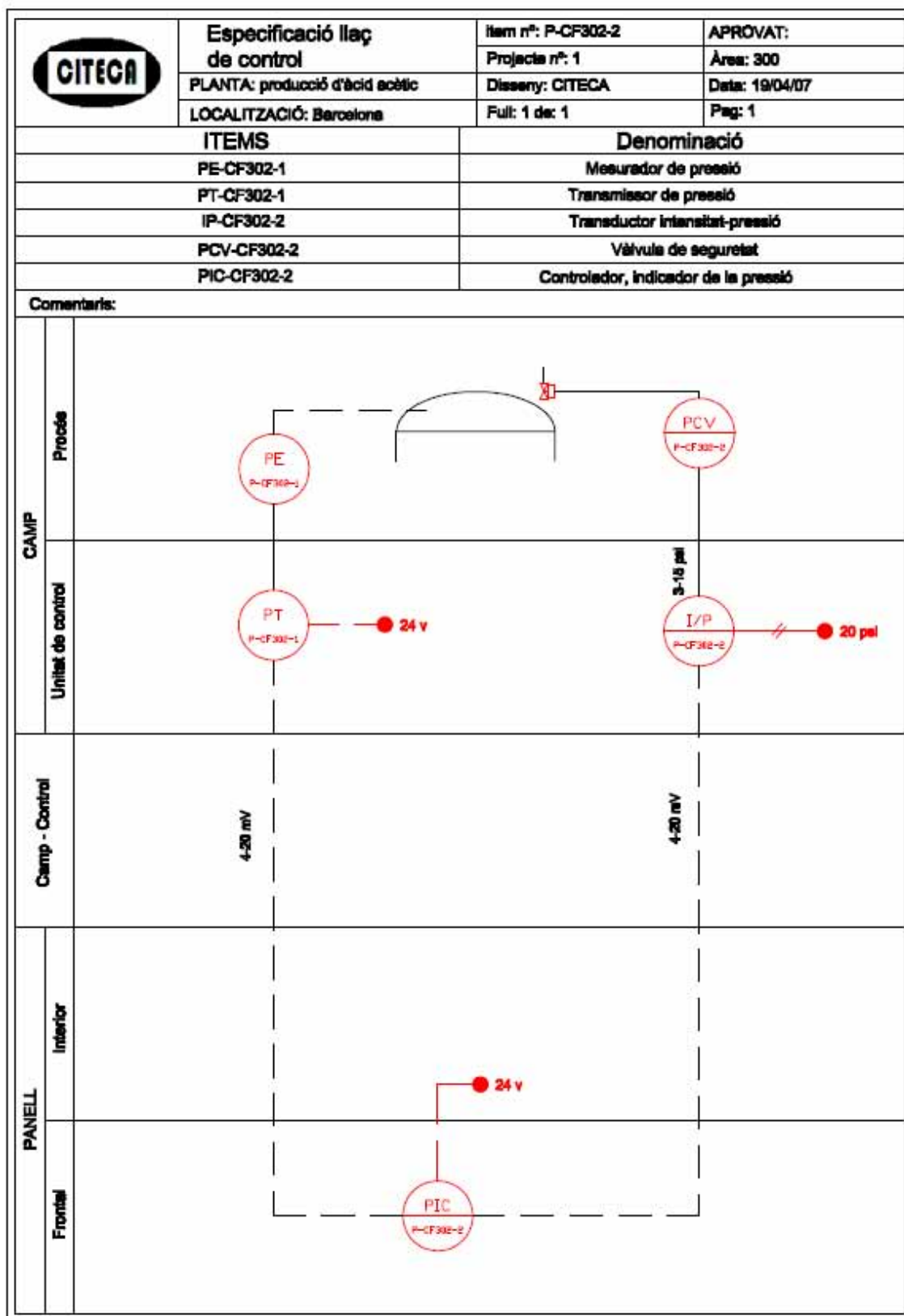
13.1.3.3.- Control de pressió

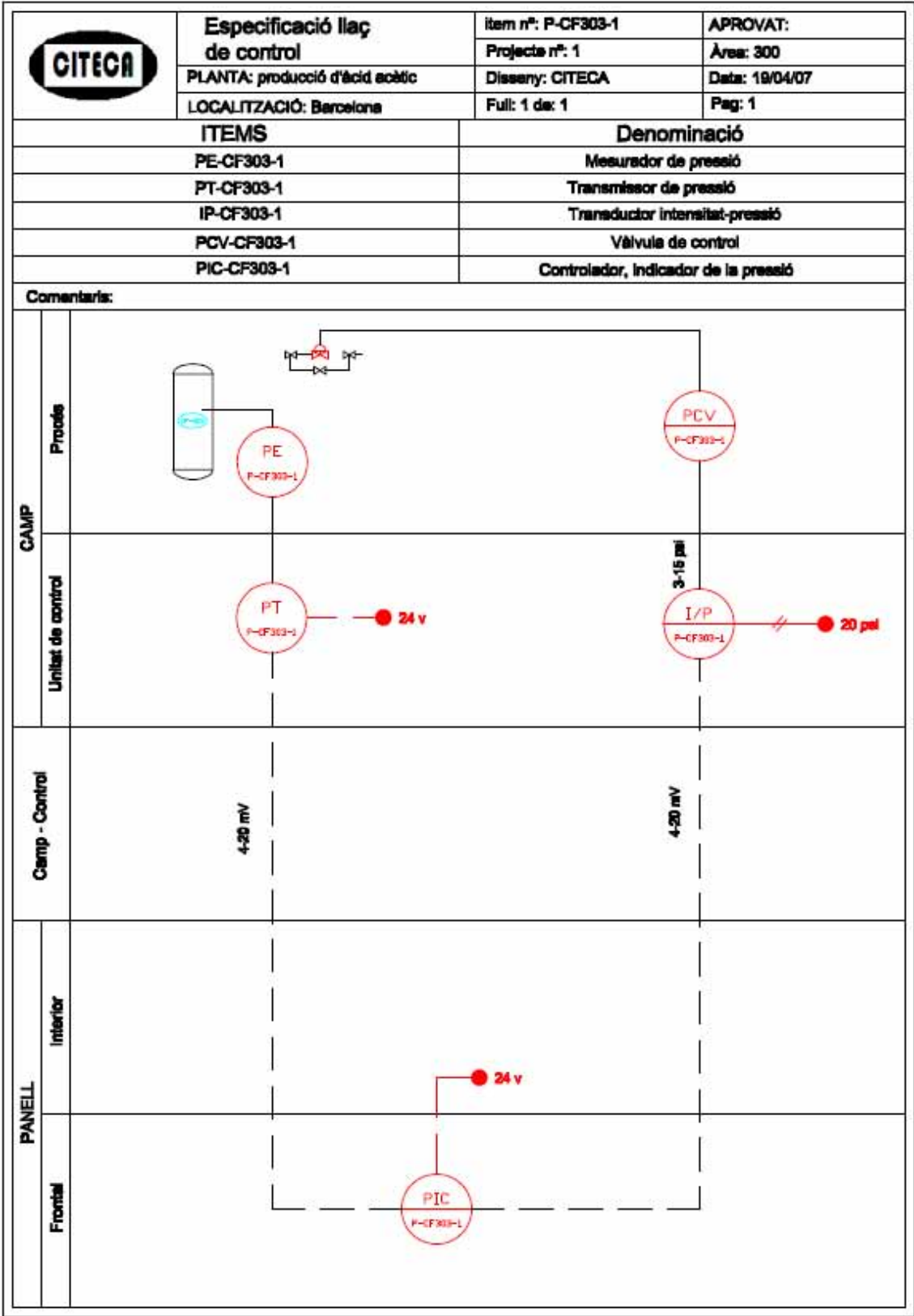


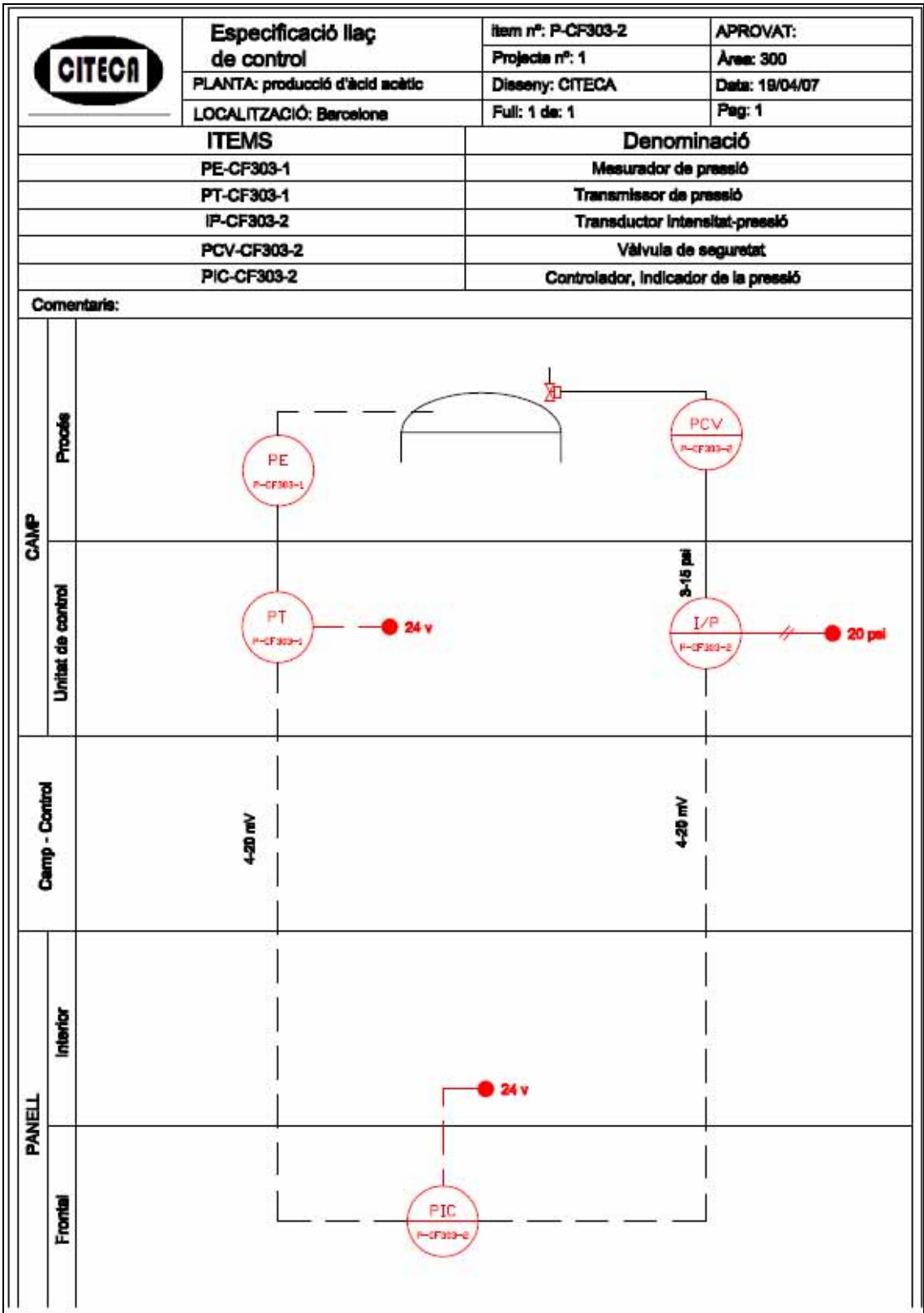


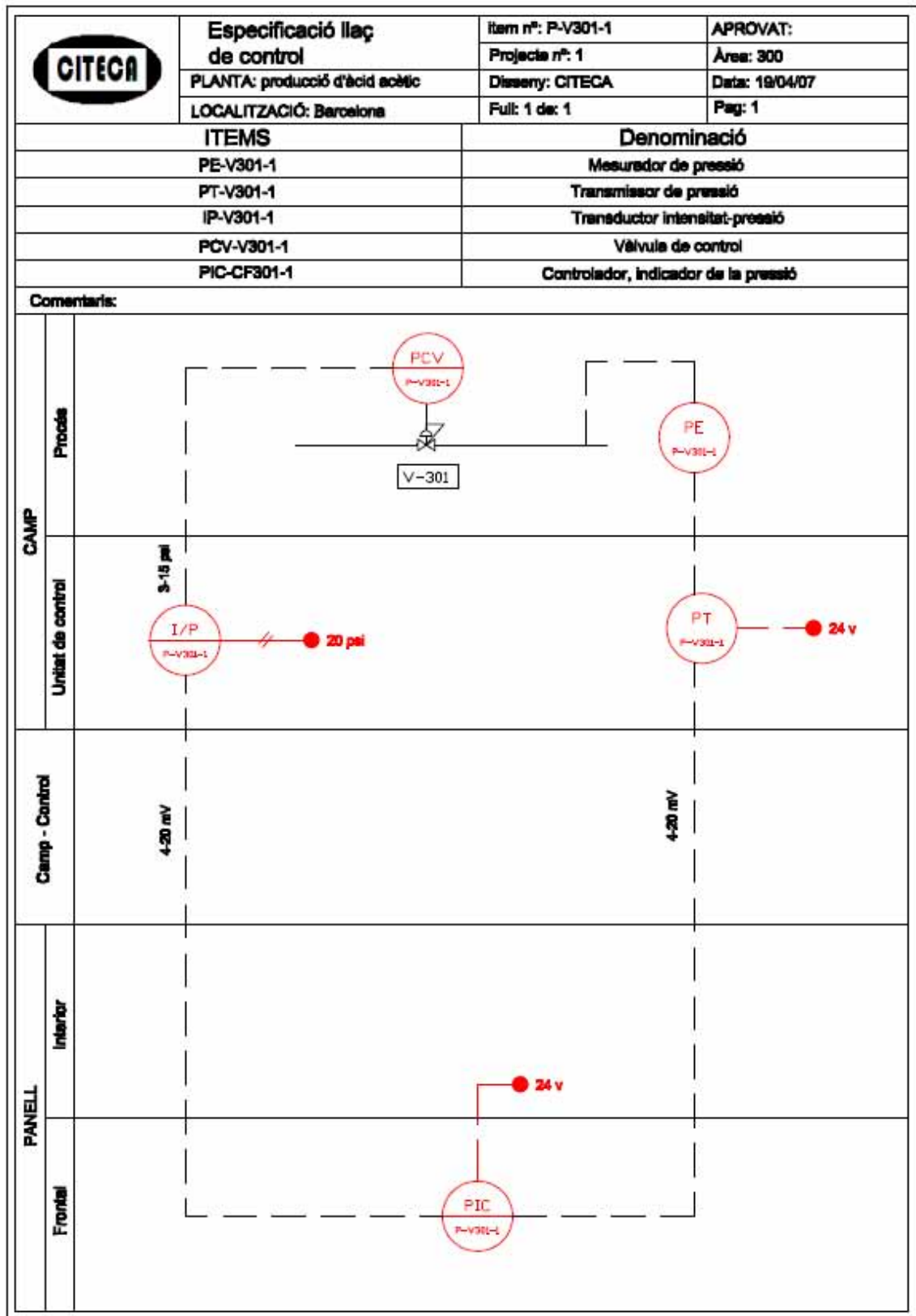


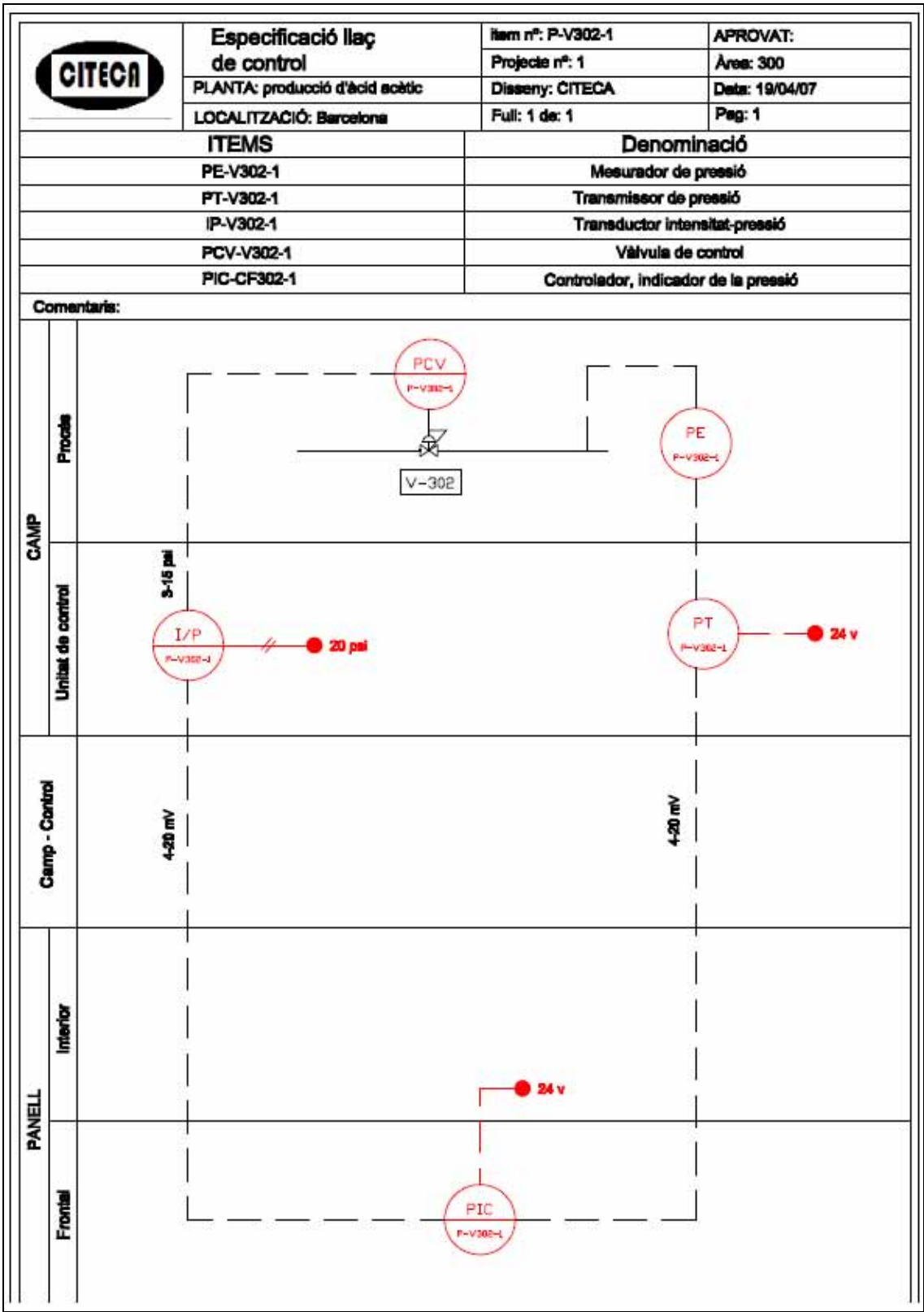




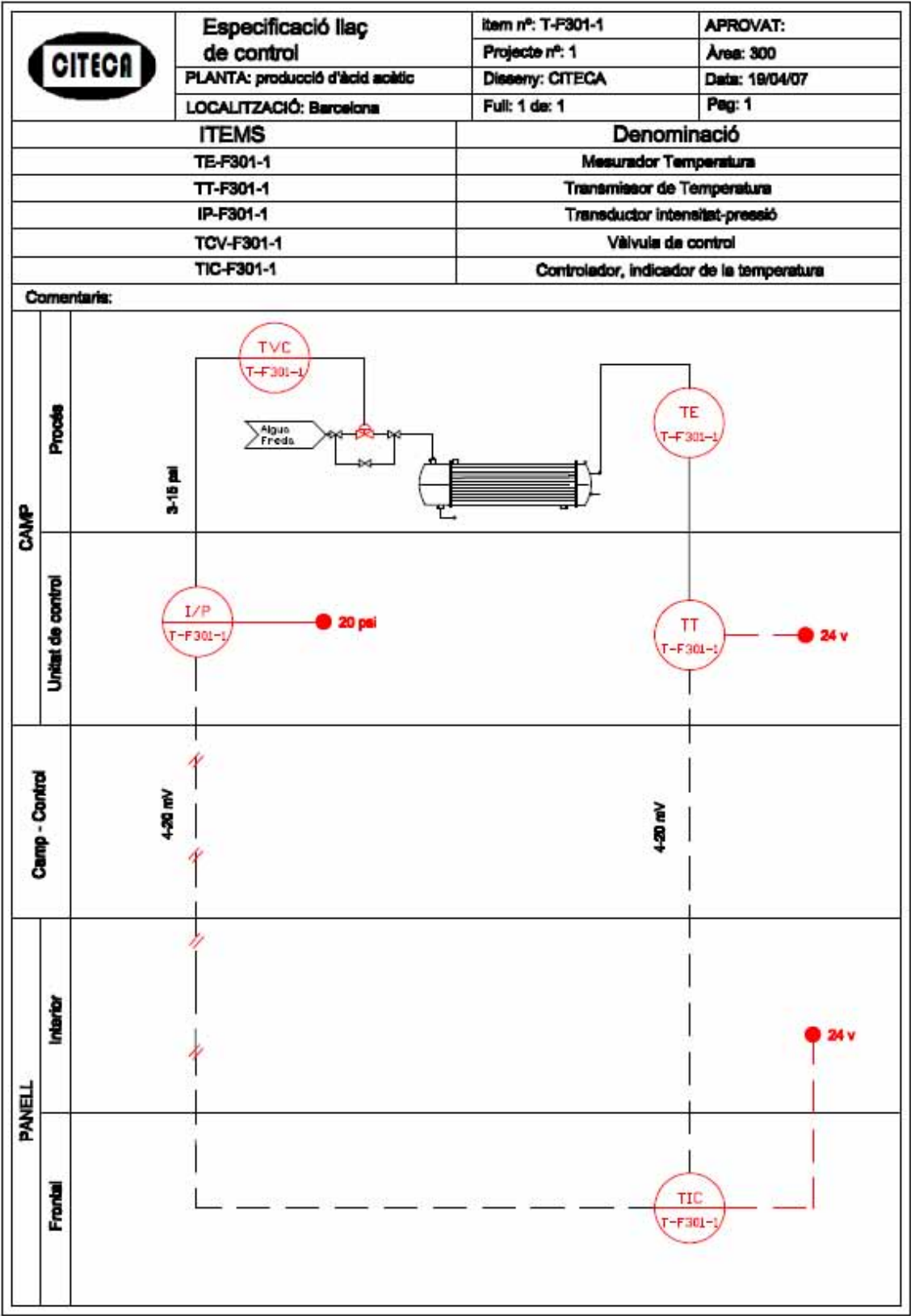


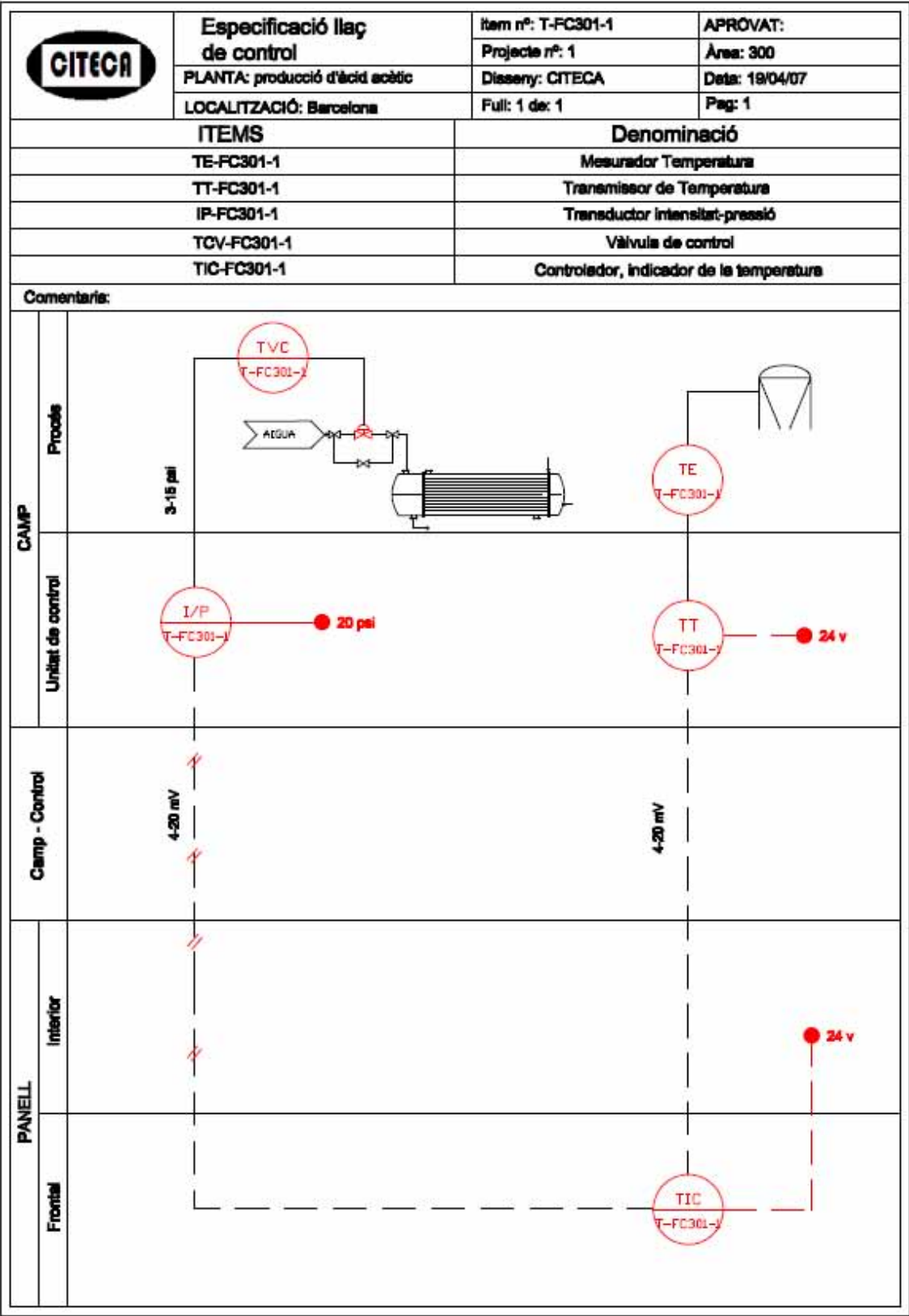




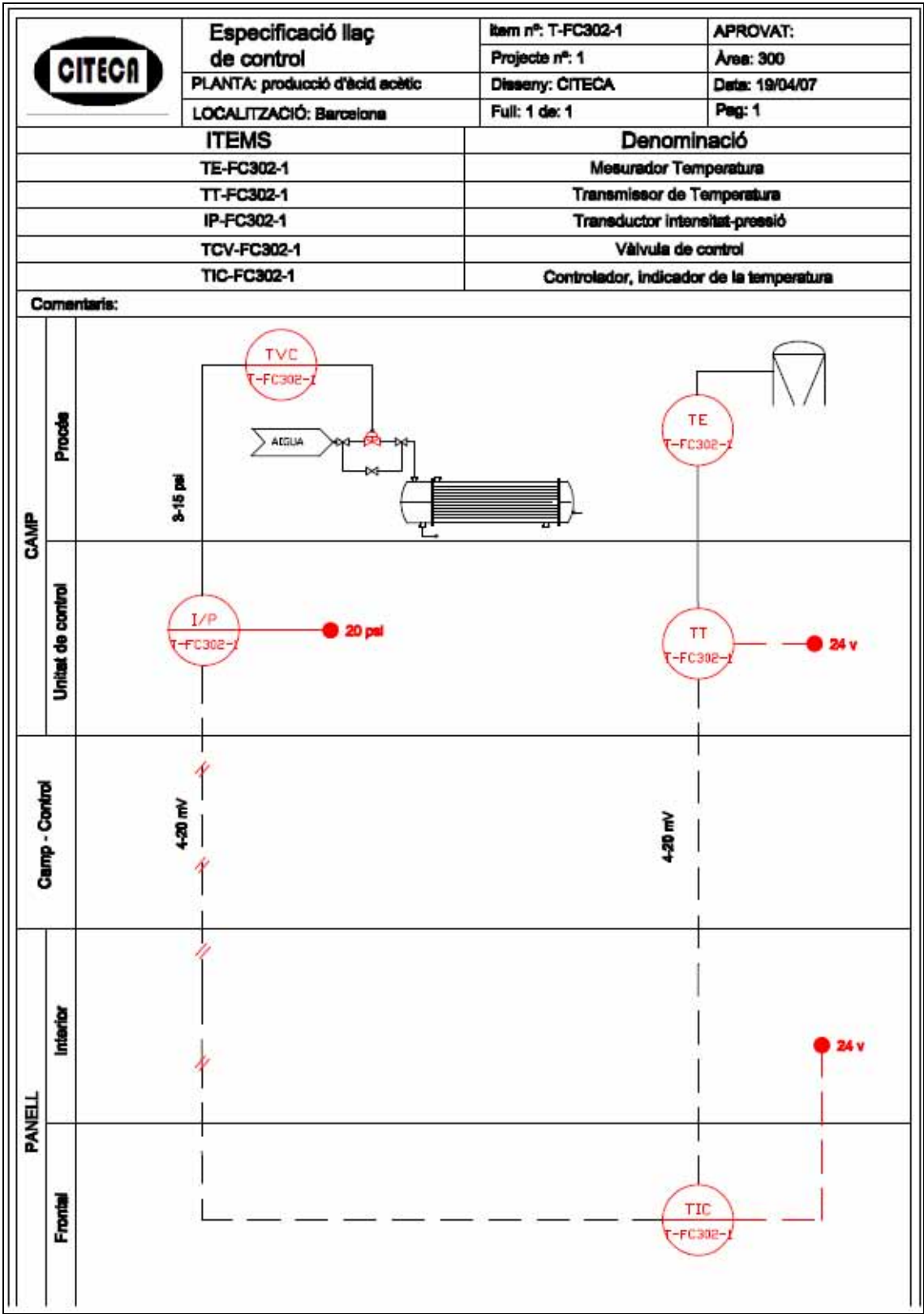


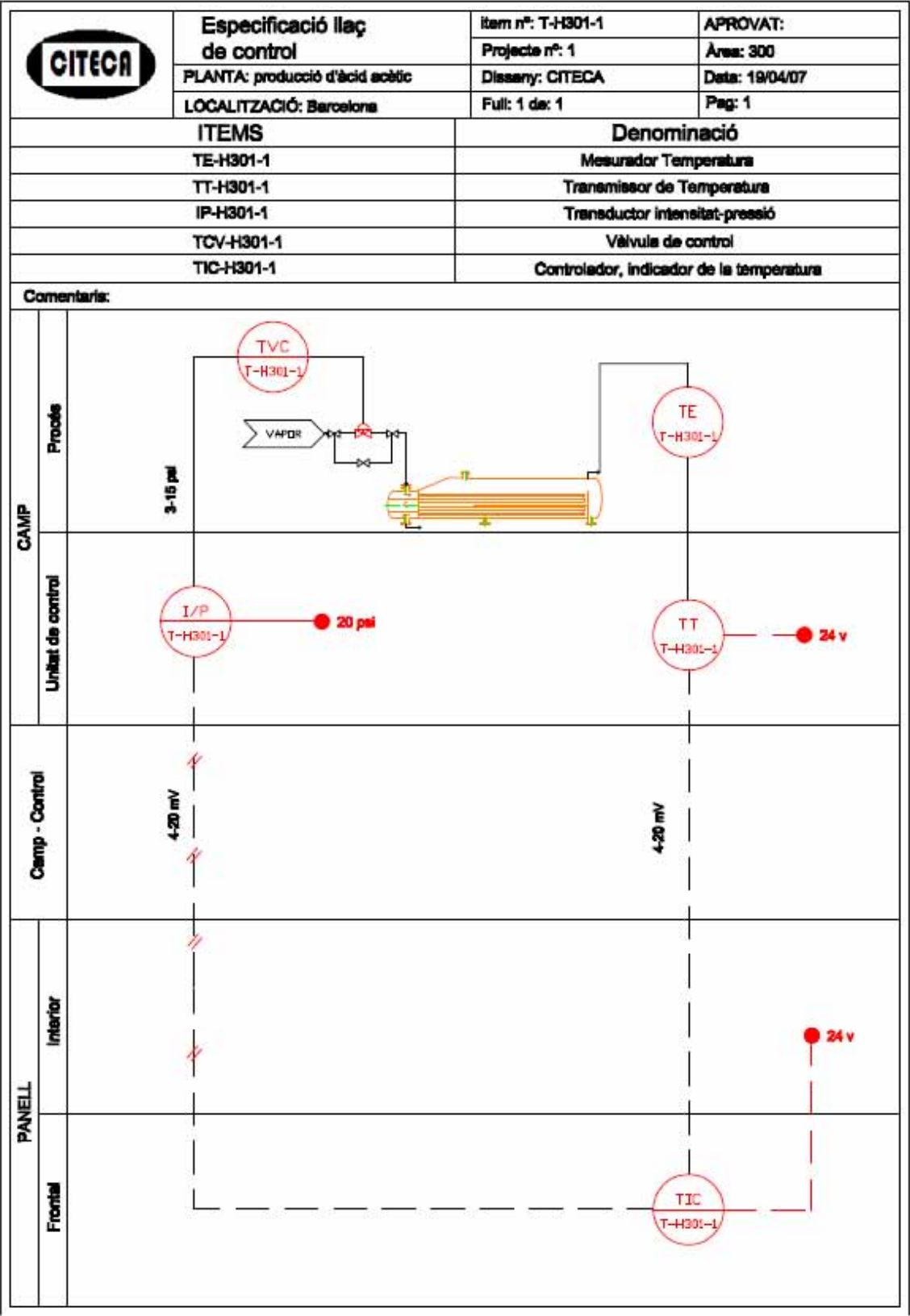
13.1.3.4.- Control de Temperatura

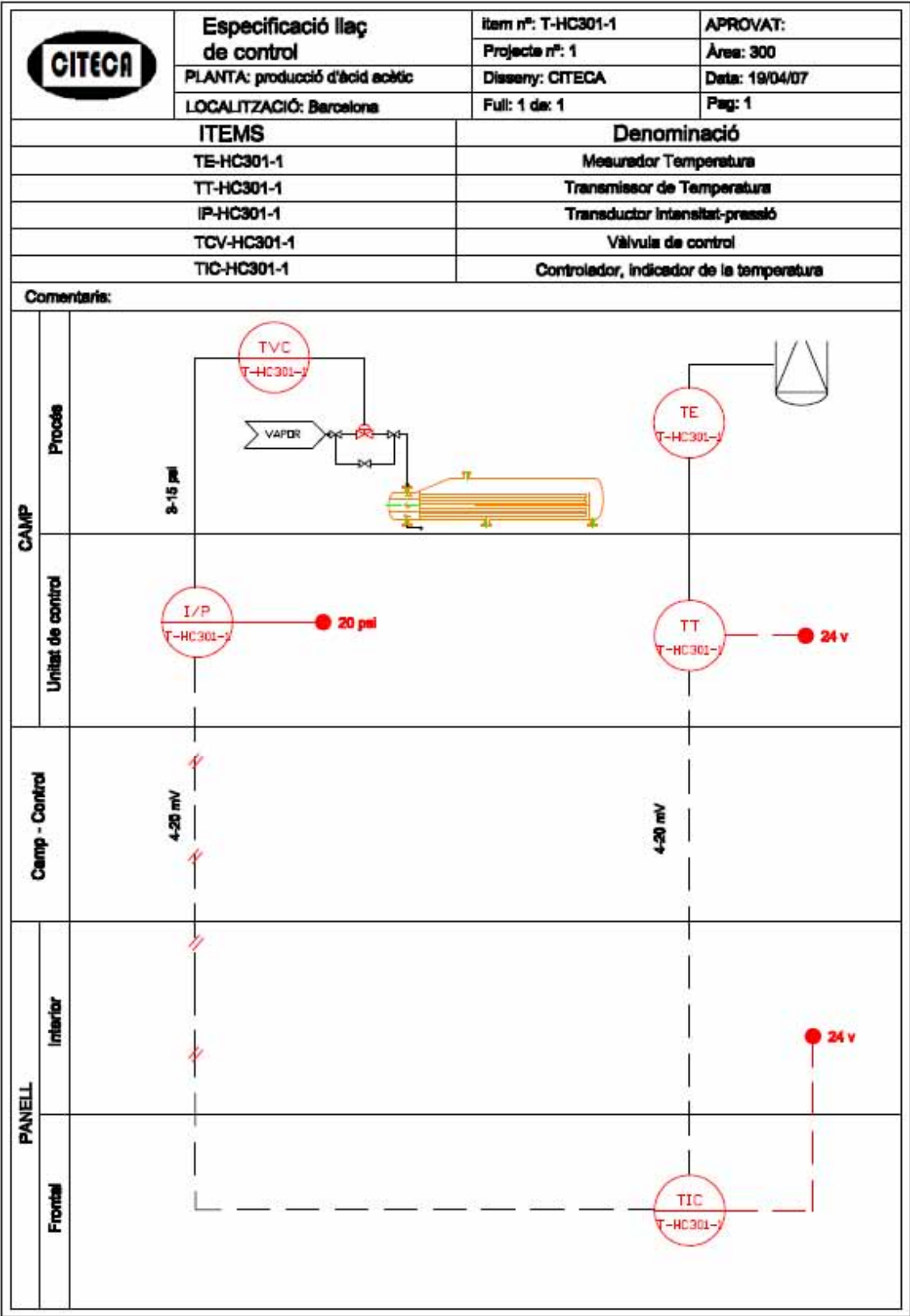


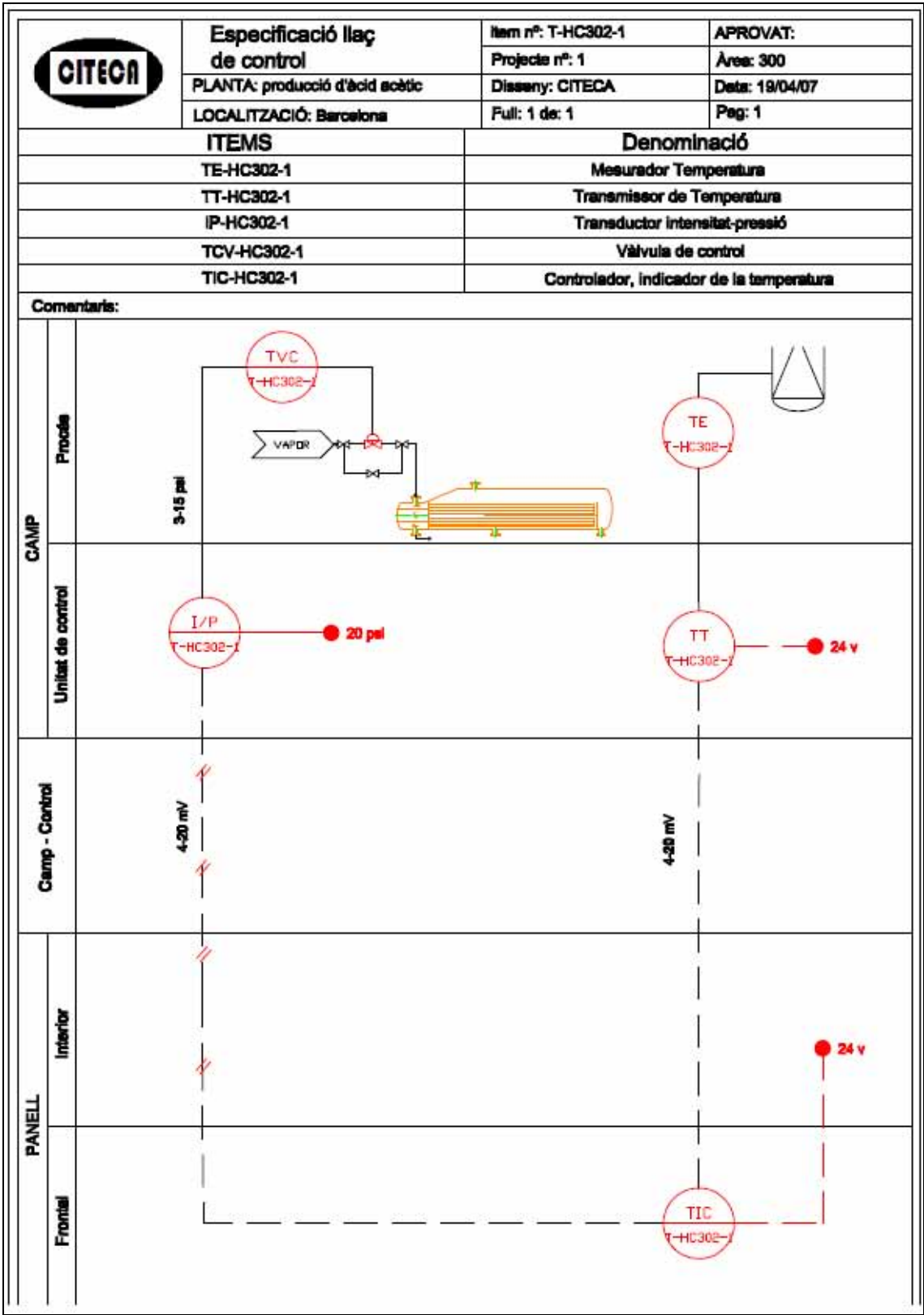






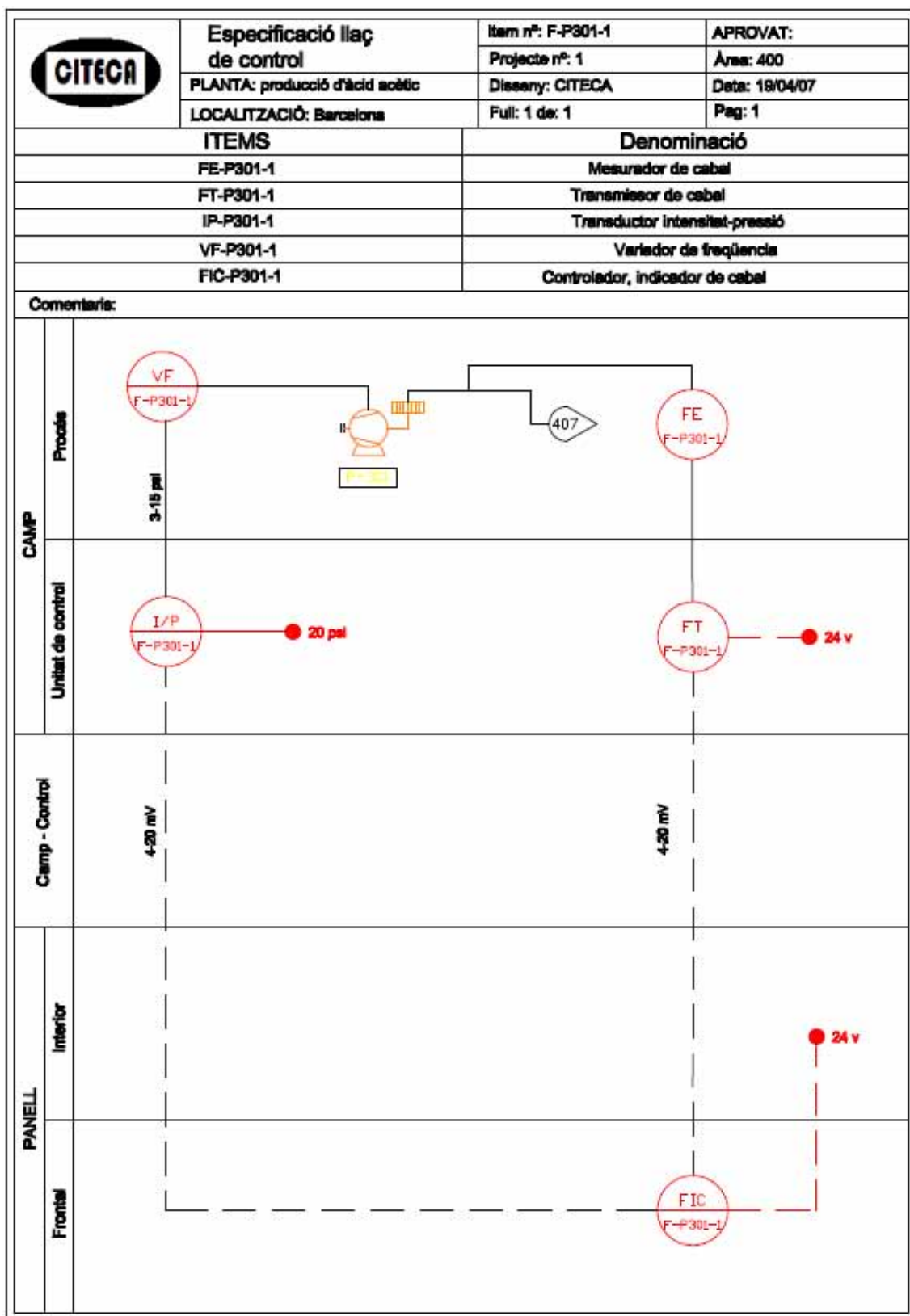


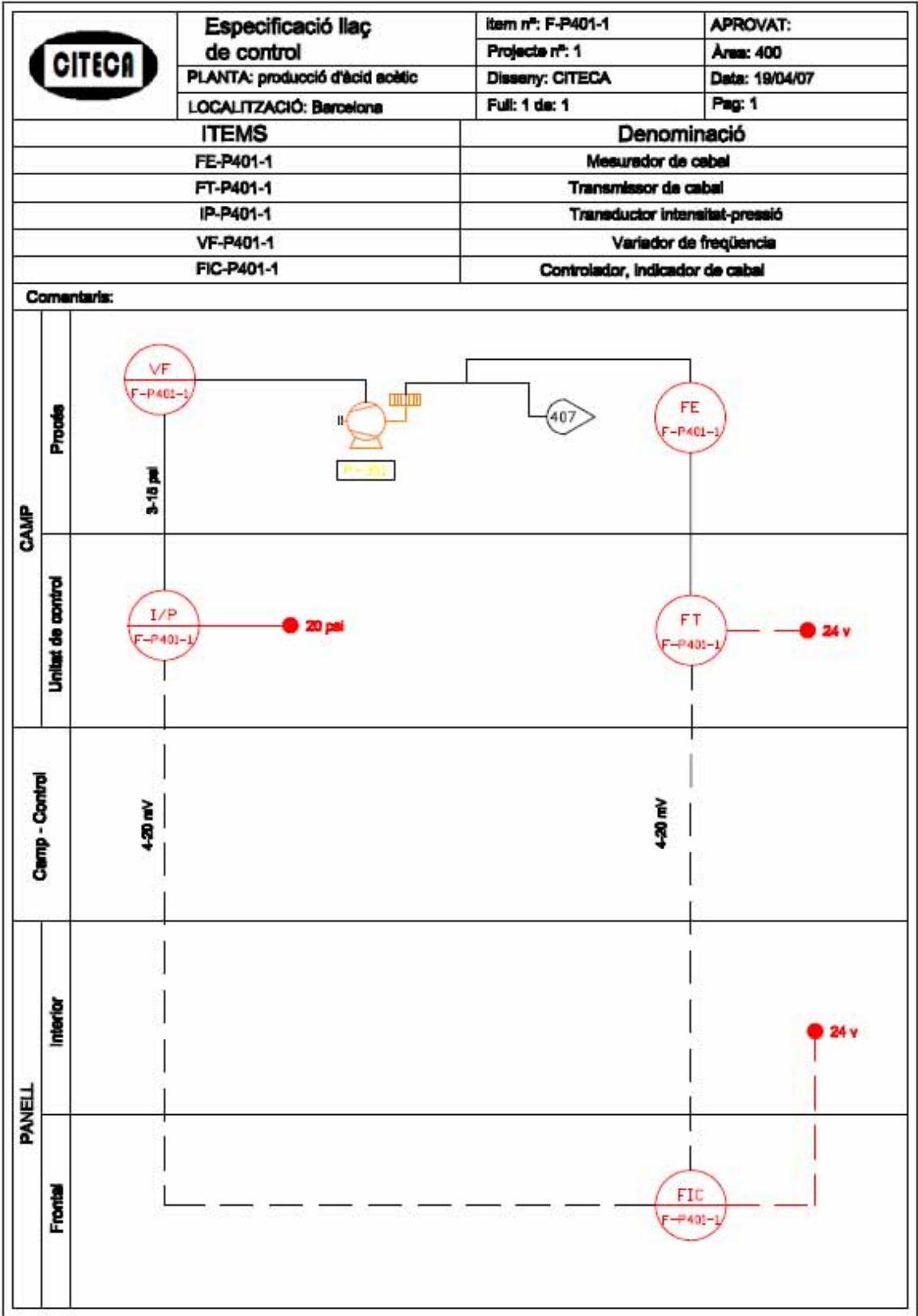




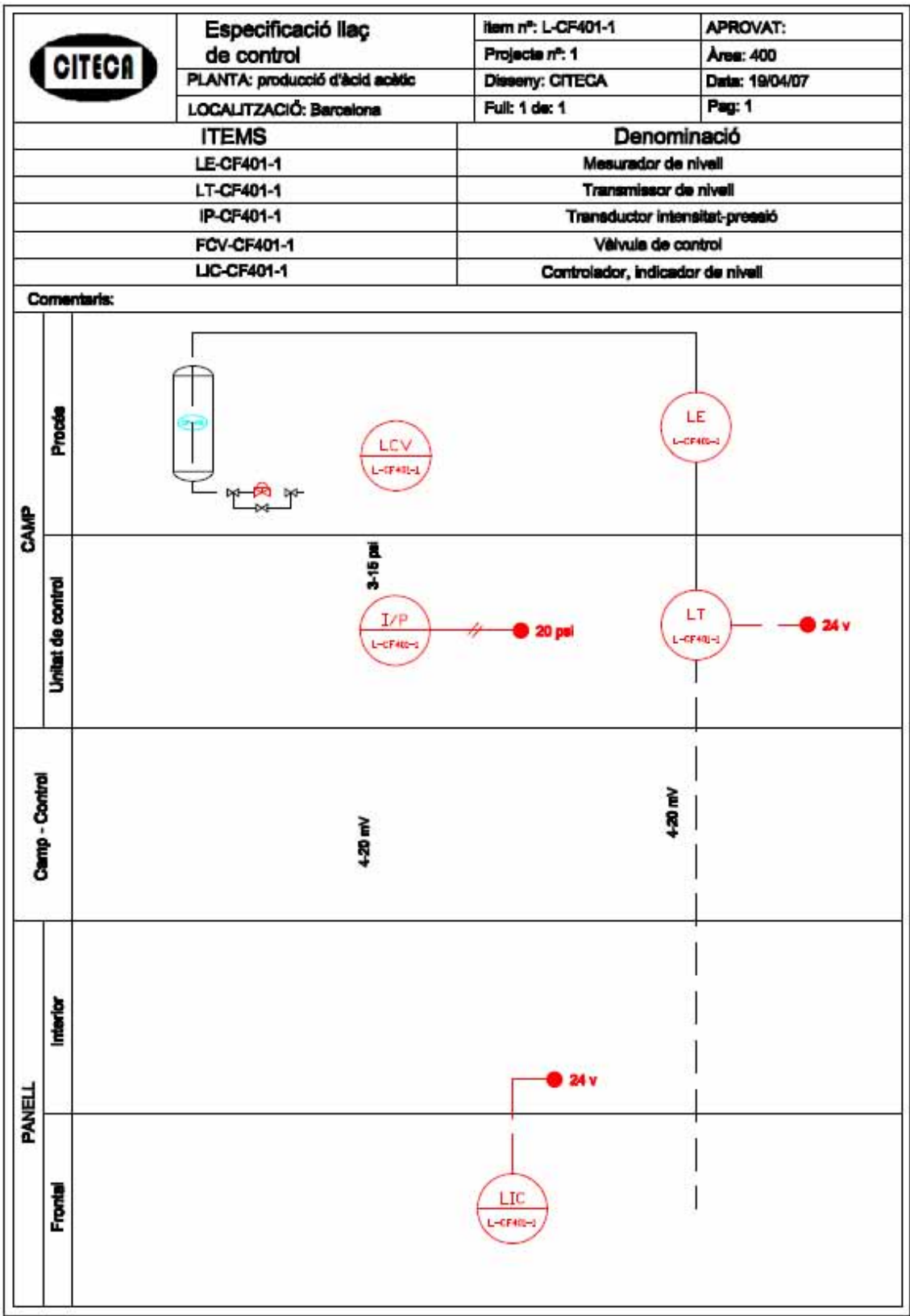
**13.1.4.- Àrea 400**

**13.1.4.1.- Control de cabal**



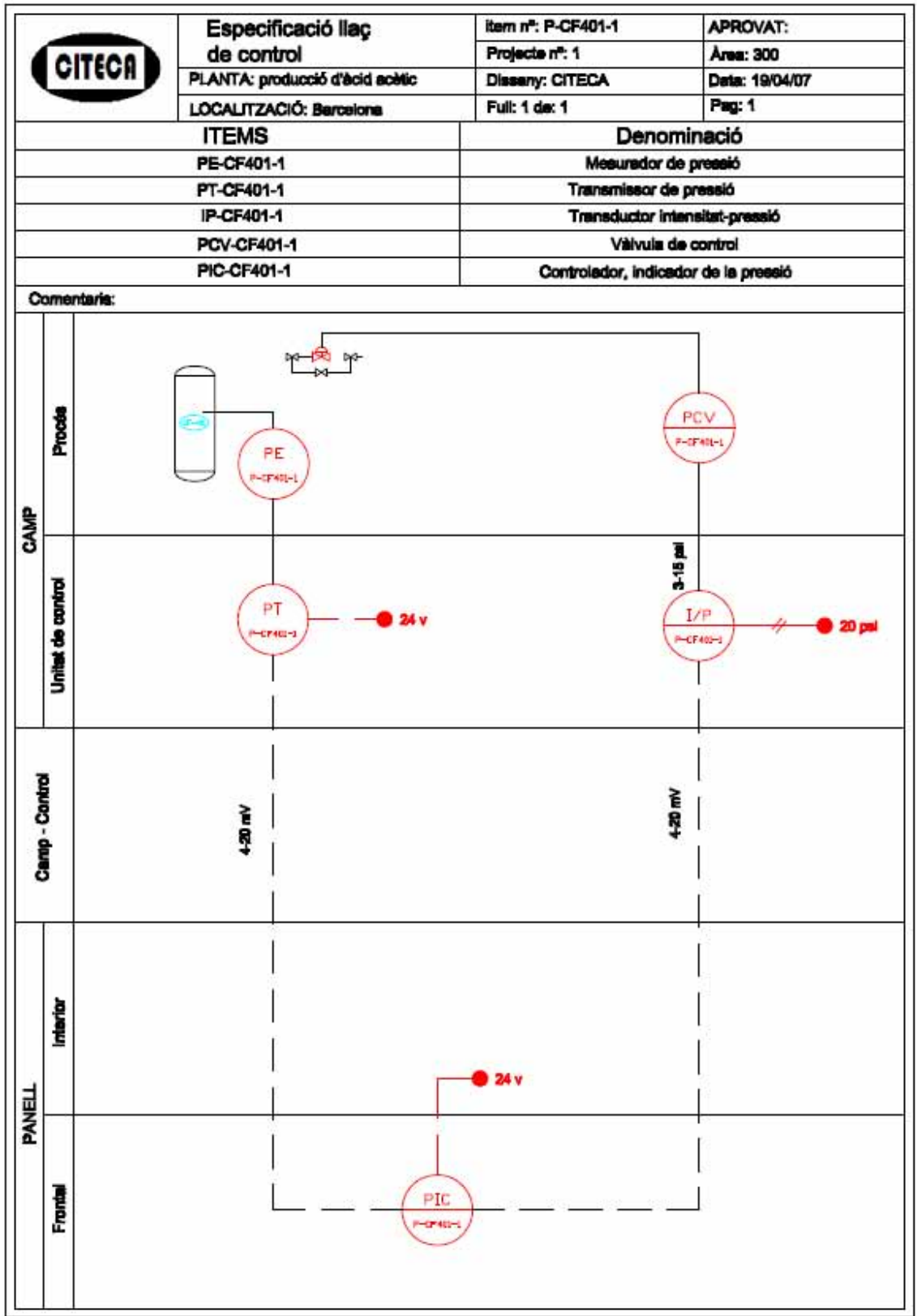


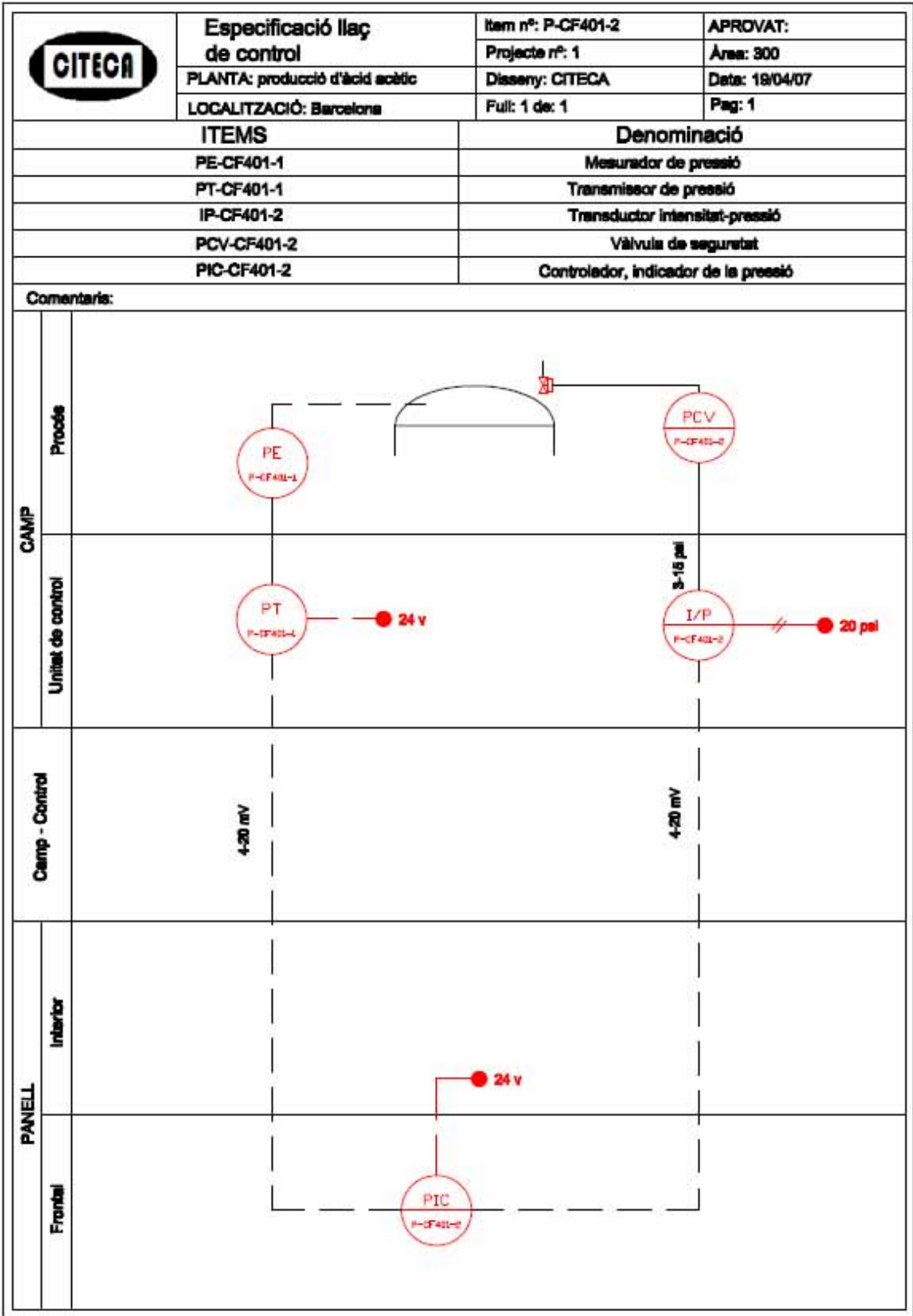
13.1.4.2.- Control de nivell



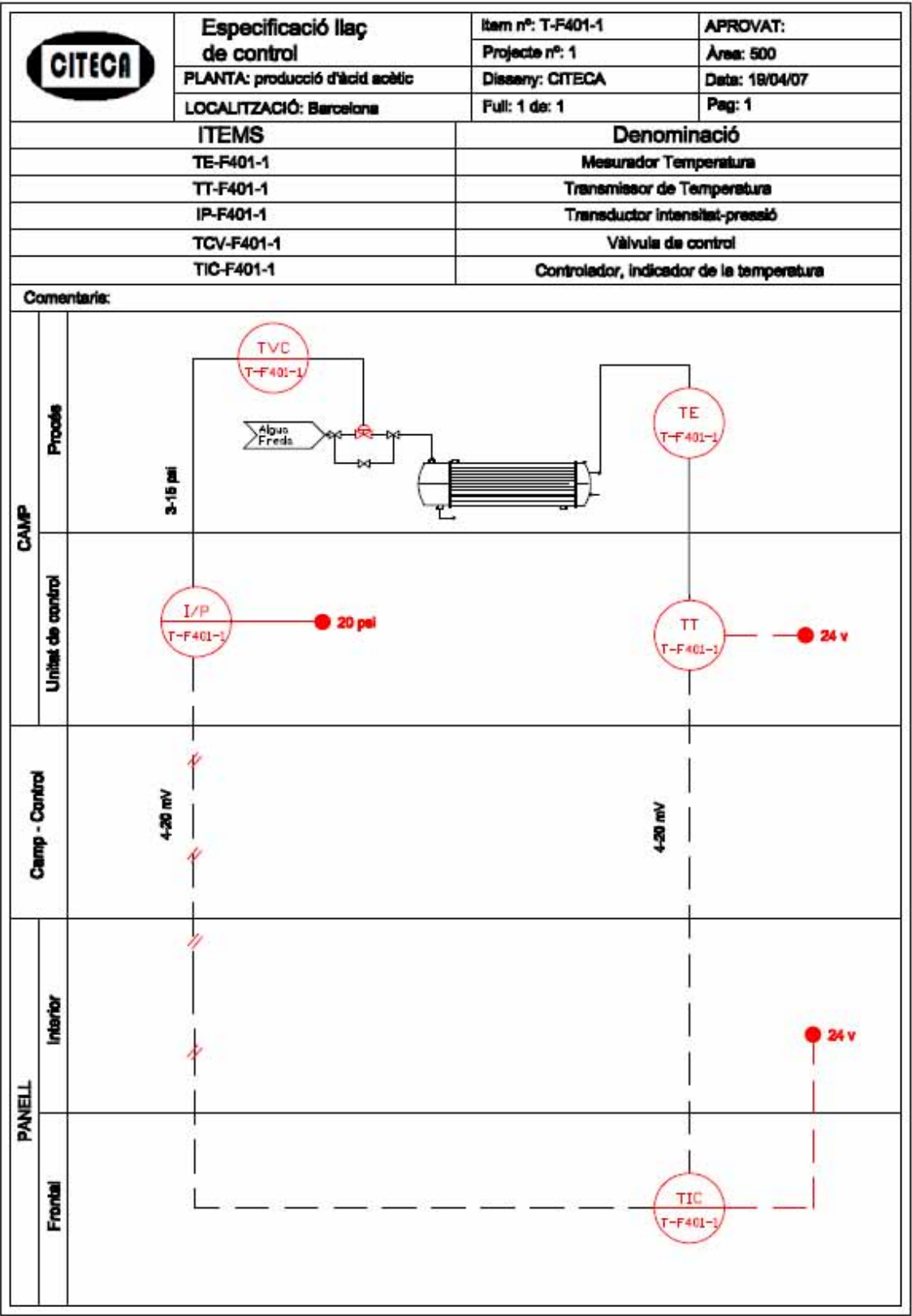


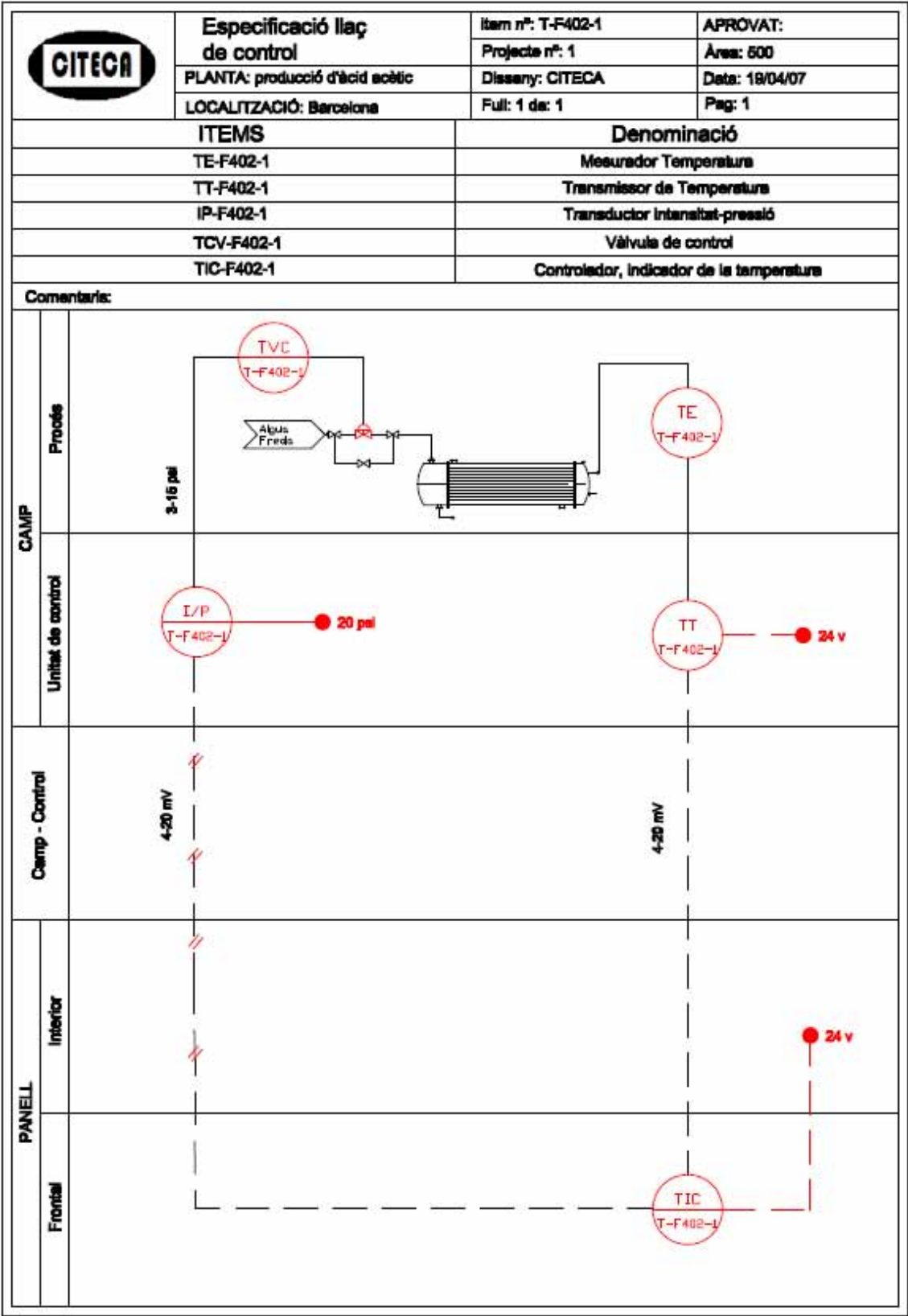
13.1.4.3.- Control de pressió





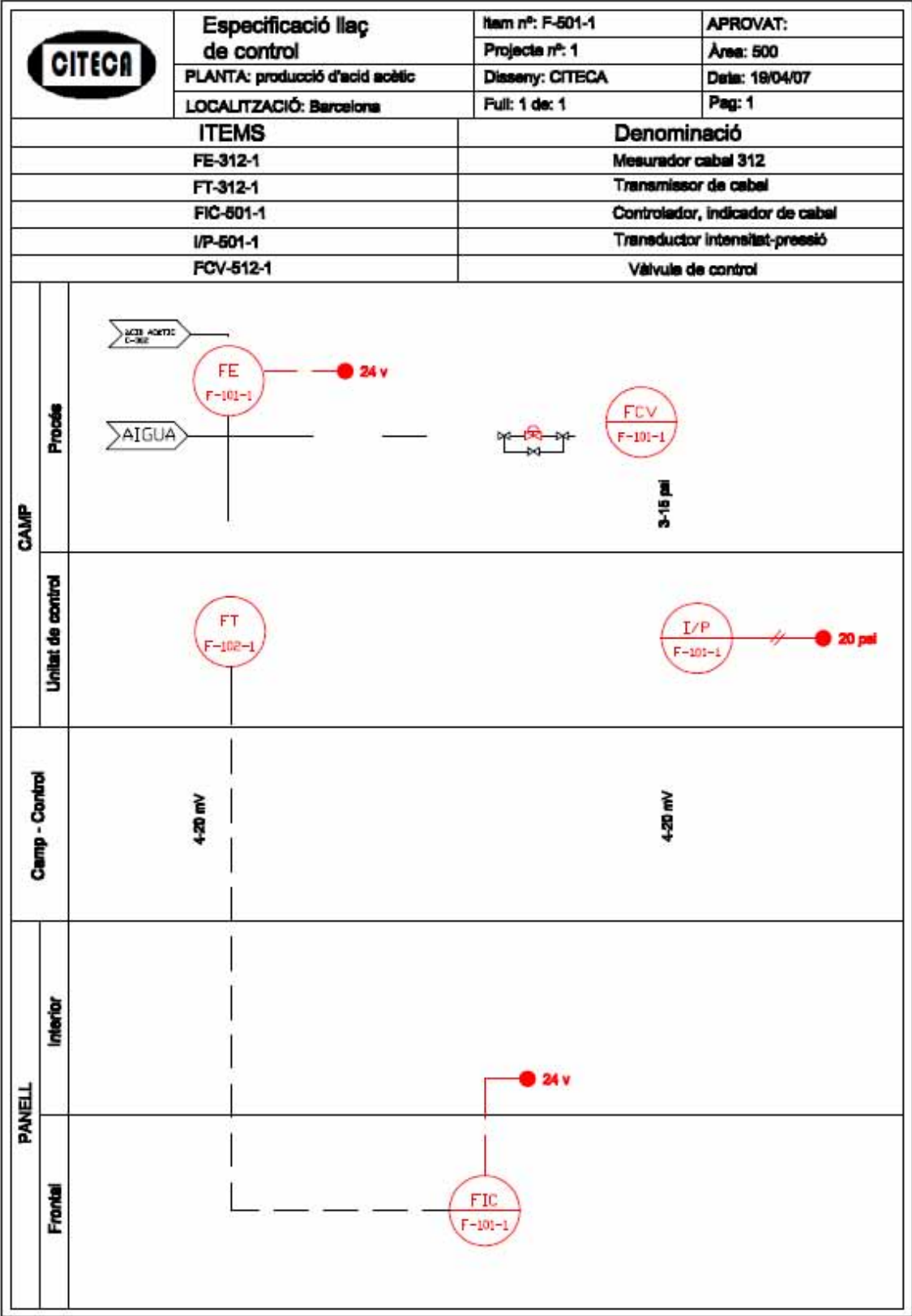
13.1.4.4.- Control de temperatura



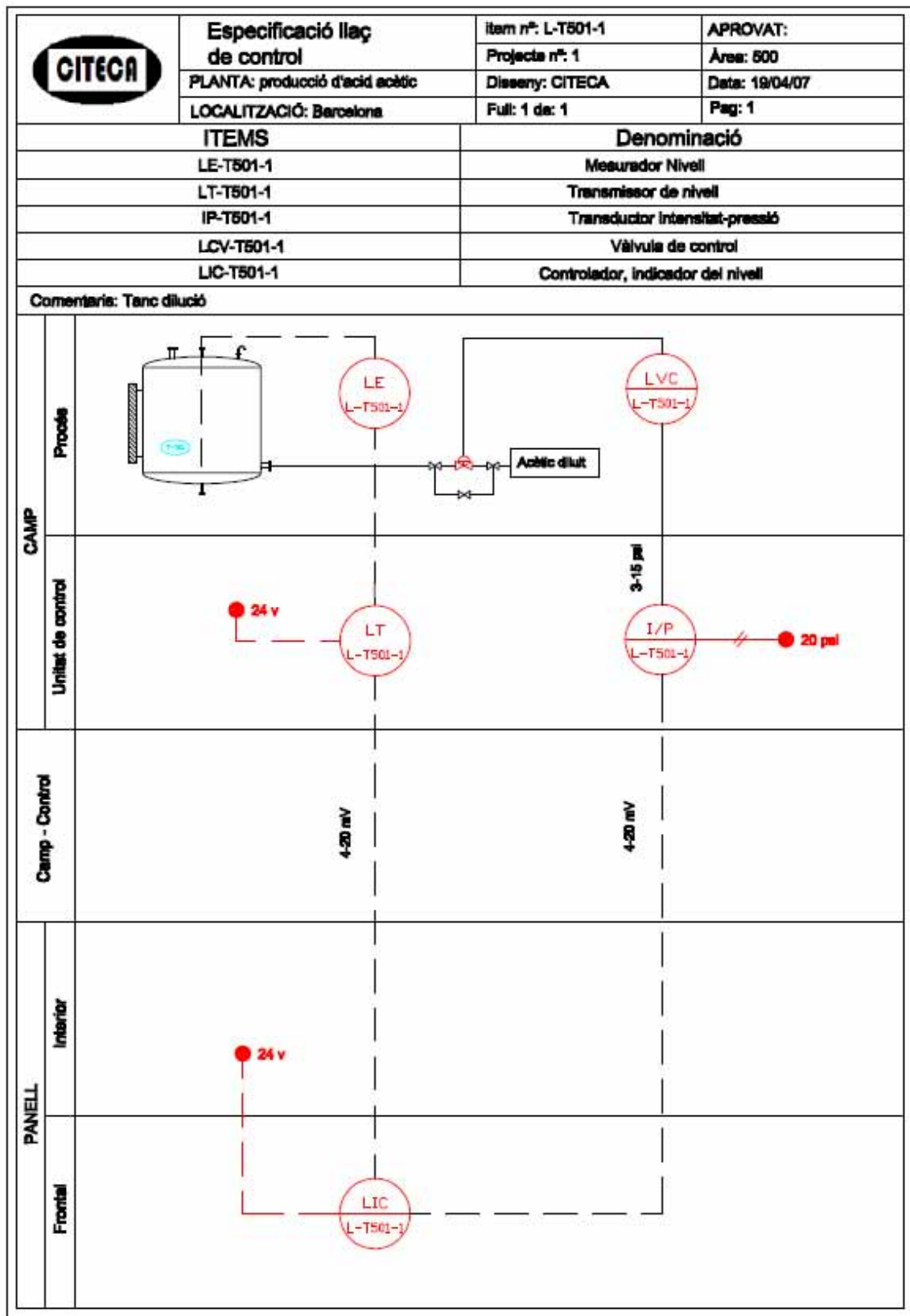


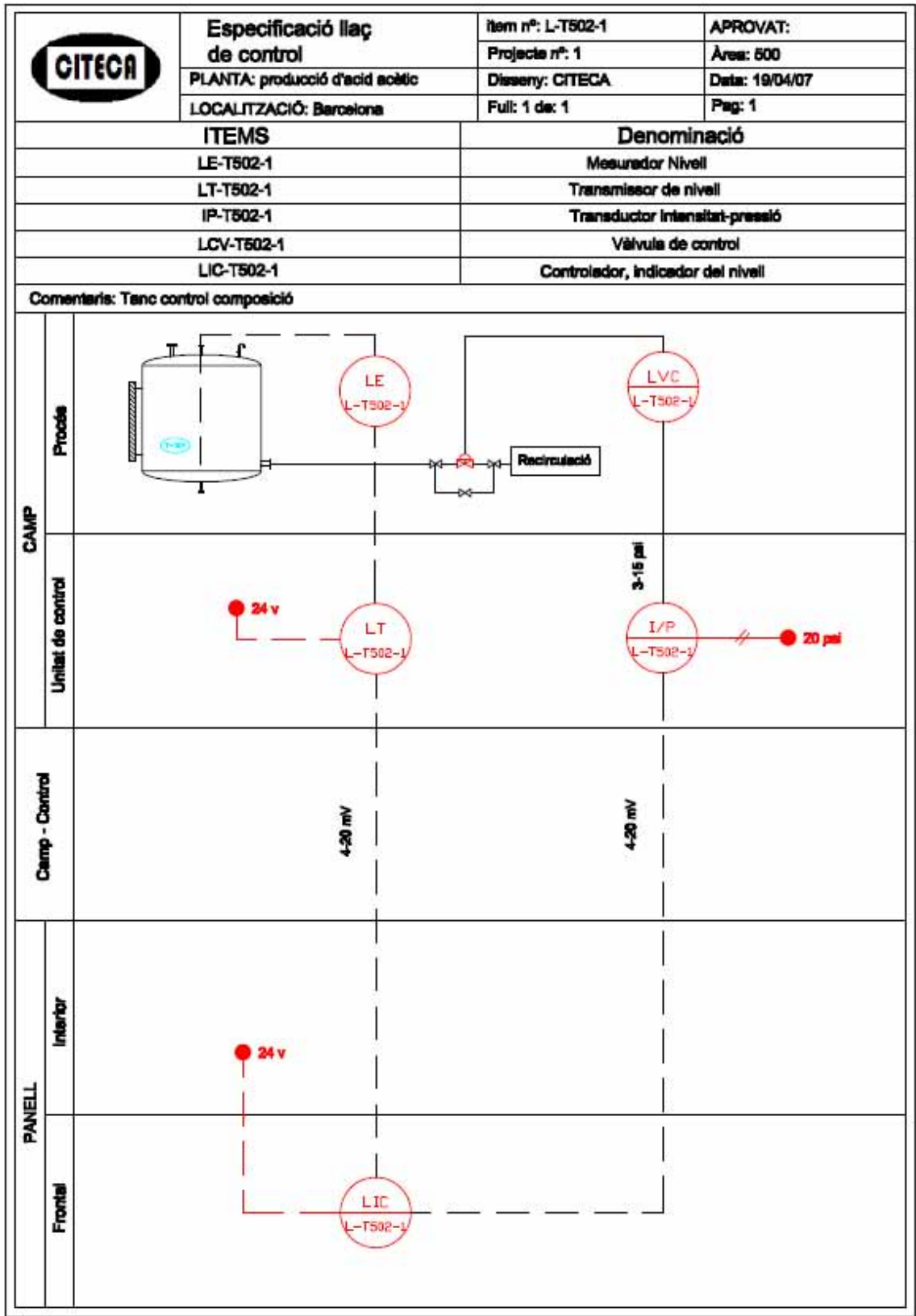
13.1.5.- Àrea 500

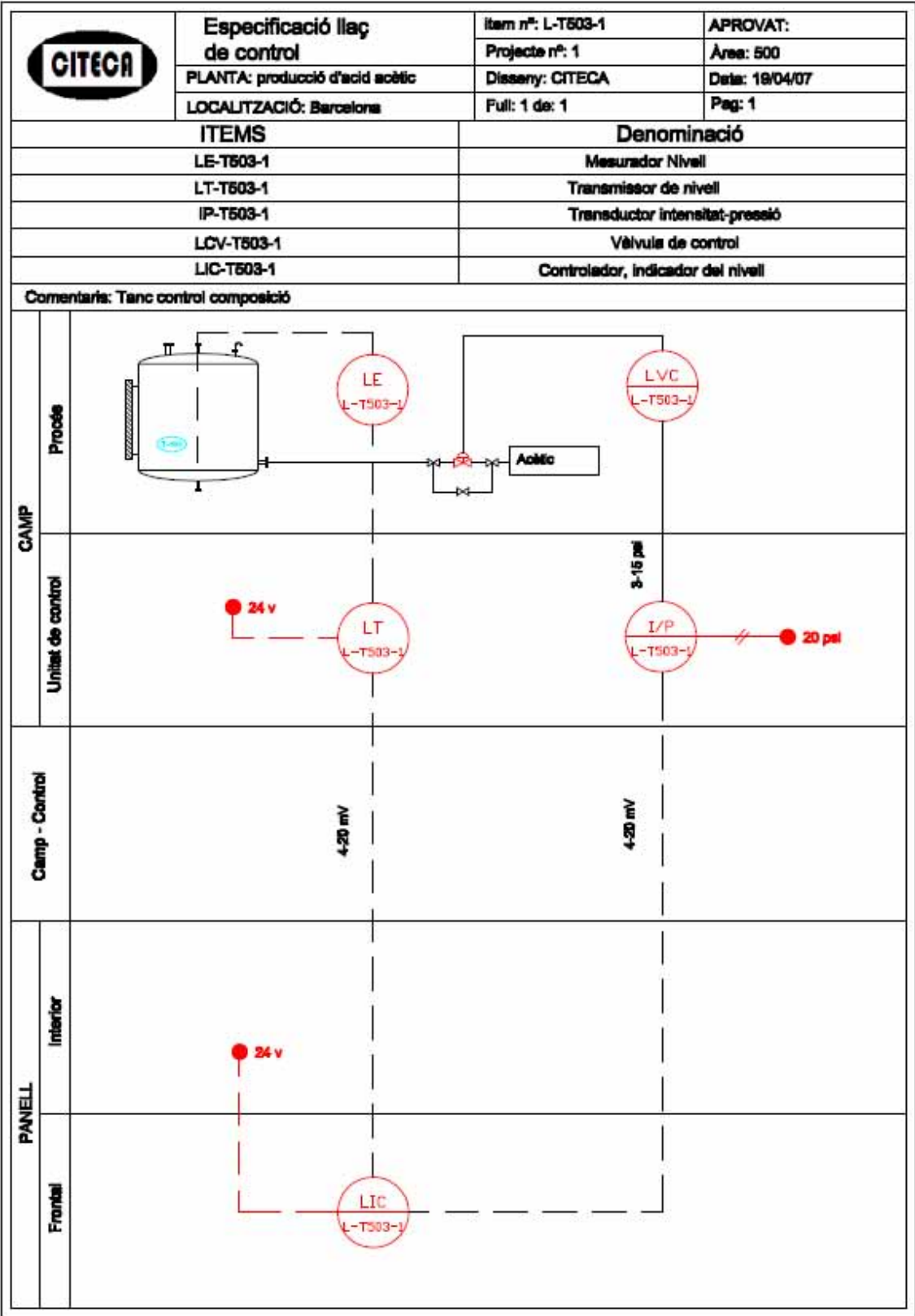
13.1.5.1.- Control de cabal



13.1.5.2.- Control de nivell

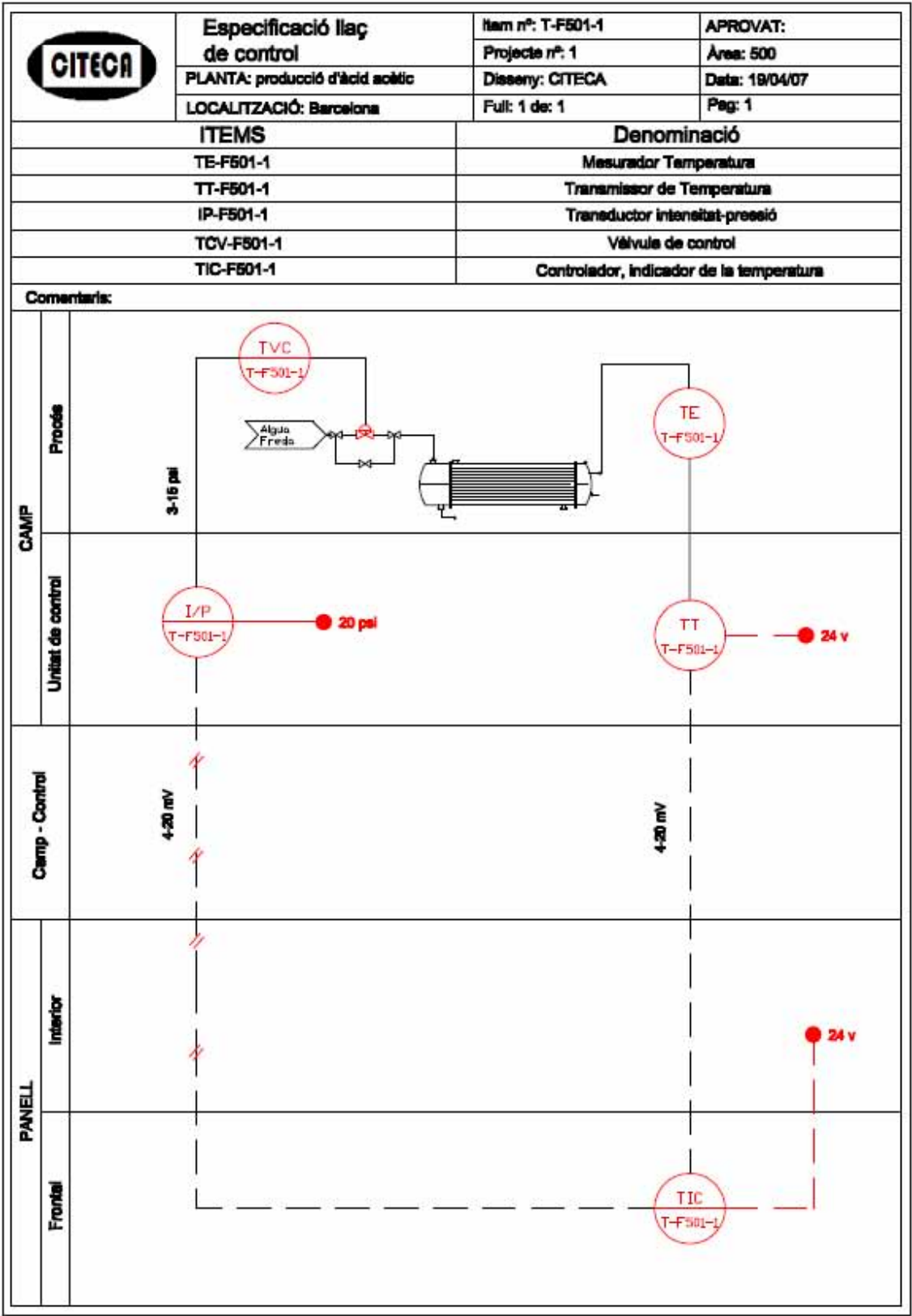


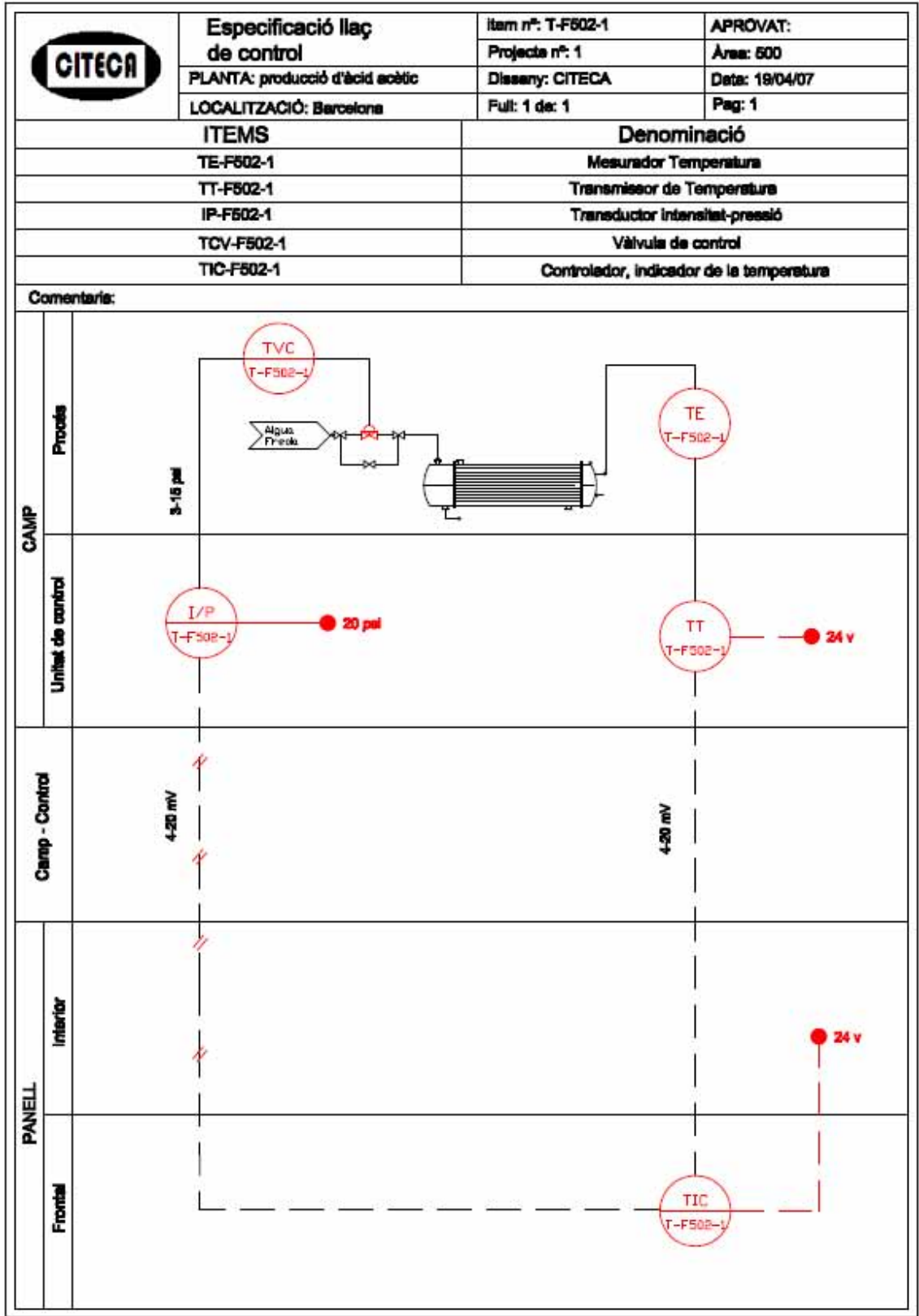




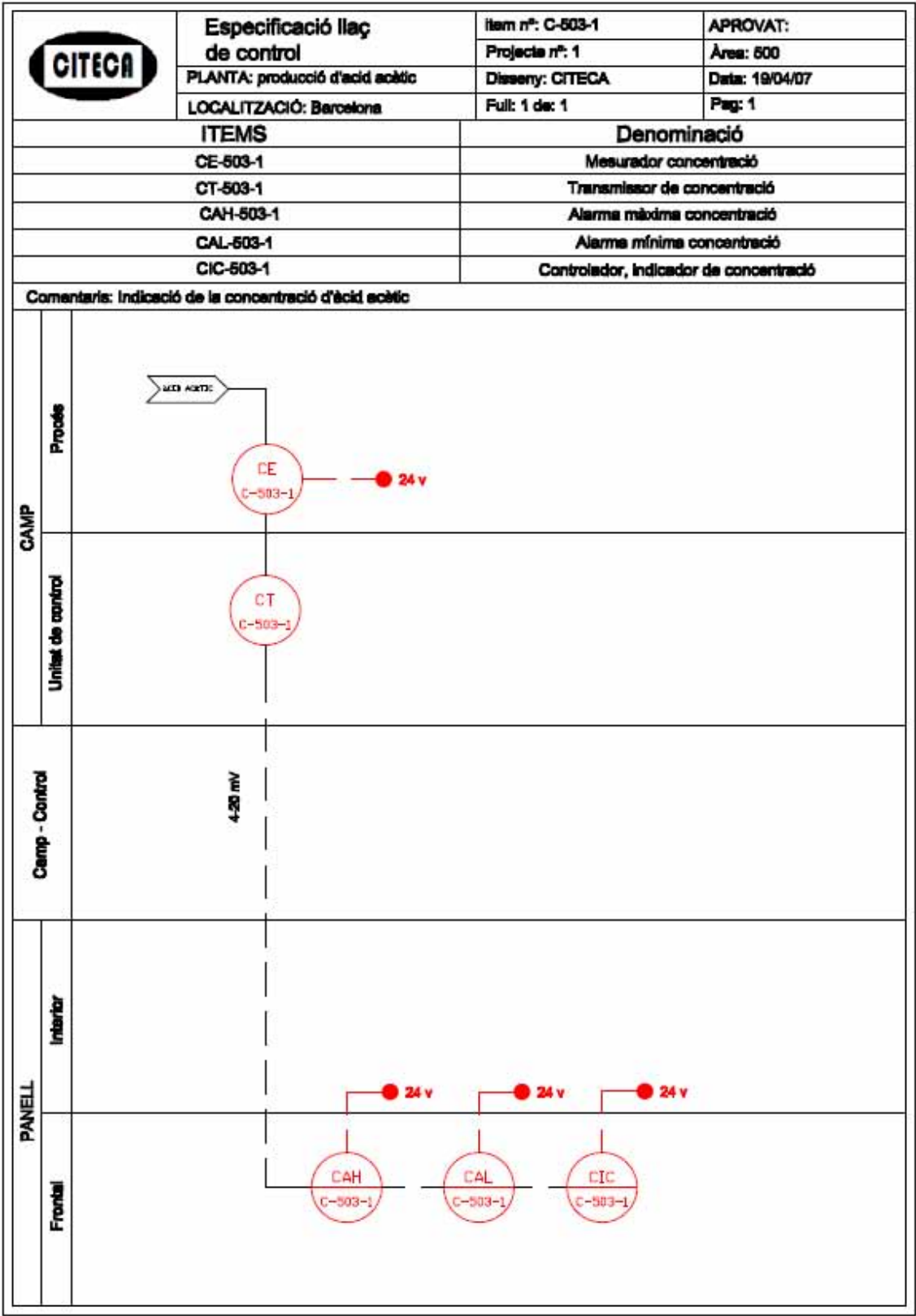


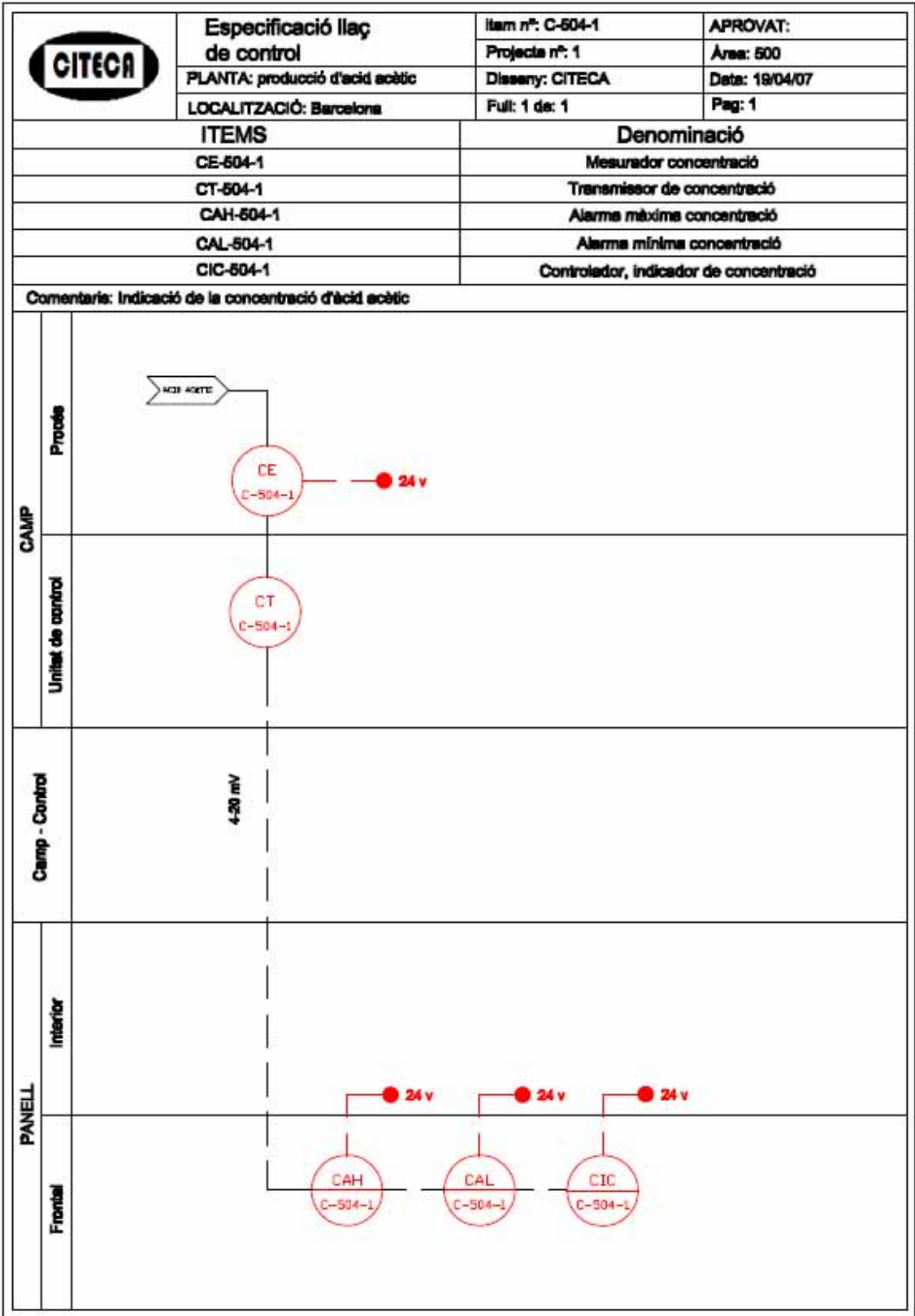
13.1.5.3.- Control de temperatura





13.1.5.4.- Control de composició





**13.2.- POSADA EN MARXA**

L'script que es mostra a continuació correspon a la posada en marxa del reactor descrita a l'apartat 8, programada en el simulador Matlab.

```
function bmreact2

clc
clear all
close all

mir0=10; %kg inicials al reactor
macet0=2807;
metol0=2300;
co0=2300;
h2o0=539;

[t y]=ode45(@fumfum,[0 1],[metol0 co0 0 h2o0 2 macet0 mir0]);
% interval de temps 0-1 hores
% 0 = massa d'àcid acètic
% 2 = volum inicial (m3)

figure(1)
plot(t,y(:,5),'g')%volum
title('Evolució del Volum del reactor')
xlabel('temps (h)')
ylabel('Volum (m^3)')
legend('Volum')

figure(2)
plot(t,y(:,1),'g')%metol
hold on
plot(t,y(:,2),'-r')%co
plot(t,y(:,3),'-b')%aac
```

```

plot(t,y(:,4),'-c')%h2o
title('Evolució Màssica de Productes i Reactius')
xlabel('temps (h)')
ylabel('Massa (kg)')
legend('metanol','co','aacetic','aigua')

figure(3)
[AX,H1,H2]=plotyy(t,y(:,6),t,y(:,7))%acetat i iridi
title('Evolució de la Concentració')
xlabel('temps (h)')
set(get(AX(1),'Ylabel'),'String','Kg acetat/m^3')
set(get(AX(2),'Ylabel'),'String','Kg iridi/m^3')
set(H1,'LineStyle','--')
set(H2,'LineStyle',':')
legend(H1,'iridi')
legend(H2,'Location','Northwest','acetat')

function dif=fumfum(t,y)
dif=zeros(5,1);
V=y(5);
ciri=y(7)/(520*y(5));%mols/volum iri
cacet=y(6)/(74.08*y(5));%mols/volum acetat

%bibliografia kmols/m3·h
kr1=1.169*3600; %metoh
kr2=7.94E-3*3600; %aigua
kr3=1.04E-2*3600;%hidrogen

%pesos moleculars i densitat
pmetol=32.04;
roe=797;%kg/m3
pmh2o=18;
pmaac=60.05;
pmco=(12+16);

```

% corrents d'entrada

metoe=2610;% kg/h

mcoe=2550;

mh2oe=539.07;

racetat=kr1/100000;

dif(1)=(metoe-kr1\*ciri\*cacet\*V\*pmetol-dif(5)\*y(1))/V;% metanol kg

dif(2)=(mcoe-kr1\*ciri\*cacet\*V\*pmco-kr2\*ciri\*cacet\*V\*pmco-

kr3\*ciri\*cacet\*pmco/3)/V;% co kg

dif(3)=(kr1\*ciri\*cacet\*V\*pmaac-y(3)\*dif(5))/V;% Aac kg

dif(4)=(-kr2\*cacet\*ciri\*V\*pmh2o-y(4)\*dif(5))/V;% h2o kg

dif(5)=(metoe)/roe;% m3

dif(6)=-y(6)\*dif(5)-racetat;% kg/m3 acetat

dif(7)=-y(7)\*dif(5);% kg/m3 iri

## **TEMA 14.- BIBLIOGRAFIA**



- **Química orgánica industrial: productos de partida e intermedios más importantes**

**Autor:** Klauss Weissermel

**Editorial:** Reverté.

- **The essential chemical industry**

- **Industrial organic chemicals**

**Autor:** Harold A.Wittcoff y Bryan G.reuben

- **Regla técnica para instalaciones de extintores móviles**

Asociación de Investigación para Seguridad de Vidas y Bienes

Centro nacional de prevención de daños y pérdidas

**Editorial:** Cepreven

- **Regla técnica abastecimientos de agua contra incendios**

Asociación de Investigación para Seguridad de Vidas y Bienes

Centro nacional de prevención de daños y pérdidas

**Editorial:** Cepreven

- **Regla técnica para instalaciones de columnas hidrantes al exterior de los edificios**

Asociación de Investigación para Seguridad de Vidas y Bienes

Centro nacional de prevención de daños y pérdidas

**Editorial:** Cepreven

- **Regla técnica para instalaciones de bocas de incendio equipadas**

Asociación de Investigación para Seguridad de Vidas y Bienes

Centro nacional de prevención de daños y pérdidas

**Editorial:** Cepreven

- **Manual para el técnico en prevención de riesgos laborales I y II**

**Autores:** Agustín González Ruiz, Pedro Mateo Floría, Diego González Maestre

**Editorial:** FC editorial

- **Manual de seguridad en el trabajo**

**Autor:** Fundación MAPFRE

**Editorial:** MAPFRE

- **Chemical process control**

**Autor:** George Stephanopoulos

- **Process Control**

**Autor:** Thomas E.Marlin

- **Coulson & Richardson's Chemical Engineering I, II**

**Autor:** J.M.Coulcon & J.F.Richardson

- **Industrial Catalysis**

**Autor:** Jens Hagen

- **Introducción a la termodinámica**  
Autor: J.M. Smith, H.C. Van Ness, Abott  
Editorial: Mc Graw Hill
- **Ingeniería de las reacciones químicas**  
Autor: Octave Levenspiel  
Editorial: Repla
- **Transferencia de calor**  
Autor: J.P. Holman  
Editorial: Mc Graw Hill
- **Procesos de transporte y operaciones unitarias**  
Autor: C.J. Geankoplis  
Editorial: cecsa
- **Perry's chemical engineers' handbook**  
Autor: Robert H. Perry, Don W. Green  
Editorial: Mc Graw Hill
- **Operaciones unitarias en ingeniería química**  
Autor: Warren Mc Cabe, Julian Smith, Meter Harriott  
Editorial: Mc Graw Hill
- **Operaciones de transferencia de masa**  
Autor: Robert E. Treybol  
Editorial: Mc Graw Hill
- **Procesos de separación**  
Autor: King, C.J.  
Editorial: Ed. Reverté
- **Rate-Controlled Separations**  
Autor: Wankat, P.C.  
Editorial: Elsevier Applied Science NY (1990)
- **Procesos de transferencia de calor**  
Autor: D.Q. Kern  
Editorial: Compañía Editorial Continental
- **Flujo de fluidos. Intercambio de calor**  
Autor: O. Levenspiel  
Editorial: Ed. Reverté
- **Elements of chemical reaction Engineering**  
Autor: Scott Fogler, H.  
Editorial: 4th ed Prentice Hall (2005)
- **Apunts de la carrera Enginyeria química**

- **Article: Promotion of Iridium-Catalized Metanol Carbonilation studies of Cativa Process. J.AM.CHEM.SOC · VOL 126,NO.9, 2004**